

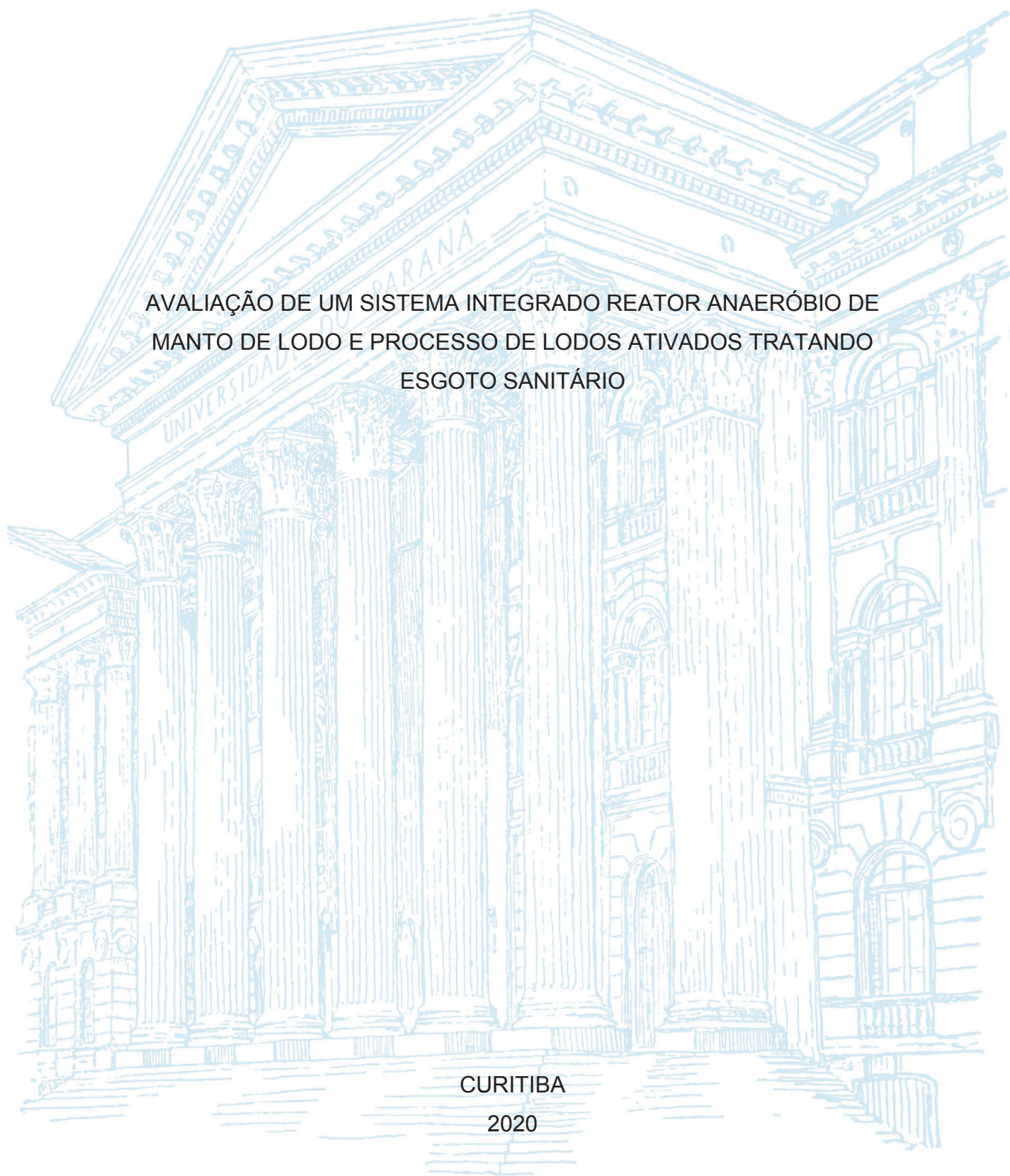
UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ

PATRÍCIA BEATRIZ BARÉA

AVALIAÇÃO DE UM SISTEMA INTEGRADO REATOR ANAERÓBIO DE
MANTO DE LODO E PROCESSO DE LODOS ATIVADOS TRATANDO
ESGOTO SANITÁRIO

CURITIBA

2020



PATRÍCIA BEATRIZ BARÉA

AVALIAÇÃO DE UM SISTEMA INTEGRADO REATOR ANAERÓBIO DE
MANTO DE LODO E PROCESSO DE LODOS ATIVADOS TRATANDO
ESGOTO SANITÁRIO

Dissertação apresentada como requisito parcial para obtenção do grau de Mestre em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, Departamento de Hidráulica e Saneamento, Setor de Tecnologia, Universidade Federal do Paraná.

Orientador: Prof. Dr. Miguel Mansur Aisse
Coorientadora: Profa. Dra. Bárbara Zanicotti Leite Ross

CURITIBA
2020

Catálogo na Fonte: Sistema de Bibliotecas, UFPR
Biblioteca de Ciência e Tecnologia

B248a

Barêa, Patrícia Beatriz

Avaliação de um sistema integrado reator anaeróbio de manto de lodo e processo de lodos ativados tratando esgoto sanitário [recurso eletrônico] / Patrícia Beatriz Barêa. – Curitiba, 2020.

Dissertação - Universidade Federal do Paraná, Setor de Tecnologia, Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, 2020.

Orientador: Miguel Mansur Alse – Coorientador: Bárbara Zanlocchi Leite Ross

1. Biotas. 2. Lodo. 3. Esgotos. 4. Águas residuais – Purificação – Processo de lodo ativado. I. Universidade Federal do Paraná. II. Alse, Miguel Mansur. III. Ross, Bárbara Zanlocchi Leite. IV. Título.

CDD: 665.776

Bibliotecário: Elias Barbosa da Silva CRB-9/1894



MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO
SETOR DE TECNOLOGIA
UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ
PRÓ-REITORIA DE PESQUISA E PÓS-GRADUAÇÃO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO ENGENHARIA DE
RECURSOS HÍDRICOS E AMBIENTAL - 40001016021P0

TERMO DE APROVAÇÃO

Os membros da Banca Examinadora designada pelo Colegiado do Programa de Pós-Graduação em ENGENHARIA DE RECURSOS HÍDRICOS E AMBIENTAL da Universidade Federal do Paraná foram convocados para realizar a arguição da dissertação de Mestrado de PATRÍCIA BEATRIZ BARÊA intitulada: **Avaliação de um sistema integrado reator anaeróbico de manto de lodo e processo de lodos ativados tratando esgoto sanitário.**, sob orientação do Prof. Dr. MIGUEL MANSUR AISSE, que após terem inquirido a aluna e realizada a avaliação do trabalho, são de parecer pela sua APROVAÇÃO no rito de defesa. A outorga do título de mestre está sujeita à homologação pelo colegiado, ao atendimento de todas as indicações e correções solicitadas pela banca e ao pleno atendimento das demandas regimentais do Programa de Pós-Graduação.

CURITIBA, 25 de Setembro de 2020.

Assinatura Eletrônica
29/09/2020 23:39:40.0
MIGUEL MANSUR AISSE
Presidente da Banca Examinadora

Assinatura Eletrônica
02/10/2020 08:24:48.0
BARBARA ZANICOTTI LEITE
Avaliador Externo (null)

Assinatura Eletrônica
30/09/2020 08:49:03.0
SELMA APARECIDA CUBAS
Avaliador Interno (UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ)

Assinatura Eletrônica
02/10/2020 17:35:36.0
FERNANDO FERNANDES
Avaliador Externo (UNIVERSIDADE ESTADUAL DE LONDRINA)

Que este trabalho possa ser de alguma forma útil a todos aqueles que acreditam que o saneamento é uma forma de desenvolvimento social e econômico de um país.

AGRADECIMENTOS

Inicialmente agradeço a Deus por todos os desafios colocados no meu caminho, que por muitas vezes pareceram obstáculos intransponíveis e depois tornaram-se grandes oportunidades de crescimento.

Ao meu marido Mario por todo o companheirismo, especialmente agora em tempos de isolamento devido ao Covid-19, pela presença nos momentos de alegria e também quando a angústia se fazia presente, por me apoiar nas minhas decisões e por me fazer ver o lado engraçado das coisas que não saíram como esperado.

Ao meus pais, Luis e Tereza, por me apoiarem incondicionalmente nas minhas decisões e por me fazerem compreender a importância de estudar e sempre buscar mais conhecimento. Por me fazerem acreditar no meu potencial e superar minhas limitações. Agradeço ao meu pai por me acompanhar nas reuniões, visitas, coletas, pelas discussões de parâmetros e resultados e por me lembrar a beleza desse trabalho quando estava exausta.

À minha irmã Paula por todo o companheirismo e por ter sempre algo engraçado para me mostrar nos dias mais áridos.

Ao meu orientador Prof. Miguel M. Aisse por toda a paciência, a dedicação, as discussões. Agradeço por sempre estar disponível e aceitar me orientar mais uma vez. Sem seu entusiasmo pelo saneamento este trabalho não seria o mesmo, muito menos minha trajetória profissional.

À minha coorientadora Bárbara Z. L. Ross por todo o incentivo e ajuda ao longo de toda a pesquisa. Agradeço imensamente por todos os comentários durante a qualificação.

À toda equipe da Gerência de Pesquisa e Inovação da Sanepar pelo convite para participar desse projeto e por todo o suporte para a realização desta pesquisa. Agradeço especialmente ao Gustavo R. C. Possetti, Fernanda Janaína O.G. da Costa, Alexandre M. Lisboa, André L. de Faria, Karina Kriguel, Ana Paola Sottomaior.

À Gerência de Avaliação de Conformidades da Sanepar, nas pessoas de Edna F. Barreto e Guilherme S. Marques agradeço a todos os envolvidos no projeto Ubox, pelo apoio nas análises.

Aos funcionários da ETE Atuba Sul, nas pessoas de Laércio M. Squiba e Gilcinéia E. N. Pereira agradeço a todos, pelo apoio e suporte durante a operação do equipamento piloto.

À Paques do Brasil, nas pessoas de Tiago Ostrowski, Bruno Pessotto e Jan P. L. Sorensen, estendendo-se a todos os envolvidos, pela oportunidade de participar de um projeto desse porte e por toda a paciência ao solucionar as dúvidas da equipe.

Aos estagiários e alunos de iniciação científica que participaram em diferentes fases da pesquisa: Luana M. L. Domingos, Bárbara R. de Azevedo, Letícia P. Fiorese, Saymon Silvério e Jéssica A. Rabery. Vocês foram importantes para a realização deste trabalho.

Aos amigos apresentados ou aproximados durante o mestrado: Bruno H. T. Juliani, Nanúbia P. Barreto, Larissa F. de Lima, Ellen C. O. Almeida, Sabrina B. M. Drummond, Carolina F. de Souza, Elaine C. Latocheski, Michel M. Monteiro, Anna Carolina B. Moll, Ellen C. Baettker e Júlio C. Rietow. Obrigada por toda a ajuda e toda a paciência nesse período.

À Prof^a Selma A. Cubas por ter aceitado fazer parte da banca de avaliação, tanto da qualificação quanto da defesa, e por todas as valiosas contribuições.

Ao Prof. Fernando Fernandes por aceitar participar da banca de defesa e fazer suas contribuições para este trabalho.

À responsável pelo Laboratório de Análises Ambientais – LABEAM PPGERHA – Luciane L. do Prado por todo apoio paciência e ajuda diante das inúmeras dúvidas que eu tive ao longo da pesquisa.

À CAPES pela concessão da bolsa de estudos.

Ao PPGERHA por todo o apoio e estrutura física para a realização da pesquisa.

Aos meus amigos e familiares peço desculpas pelas minhas ausências e agradeço imensamente pela torcida.

A todos aqueles que contribuíram para esta pesquisa e por esquecimento não foram citados.

“Talvez não tenha conseguido fazer o melhor, mas lutei para que o melhor fosse feito. Não sou o que deveria ser, mas Graças a Deus, não sou o que era antes”.

(Martin Luther King)

RESUMO

O reator anaeróbio de manta de lodo tem grande aplicação no tratamento de esgotos sanitários, que pode ser atribuída a vantagens como a baixa produção de lodo e o baixo consumo energético. Em um sistema de tratamento formado por reator anaeróbio integrado a lodos ativados é possível reduzir custos, devidos ao menor volume do tanque de aeração e menor demanda energética. O objetivo deste trabalho é avaliar um sistema integrado reator anaeróbio de manto de lodo e processo de lodos ativados tratando esgoto sanitário. Foi utilizado esgoto sanitário afluente à ETE Atuba Sul (Curitiba-PR), que após passar pelo tratamento preliminar, teve uma parcela encaminhada à peneira estática (e: 1mm) e posteriormente ao equipamento piloto. Este tem formato cilíndrico com diâmetro de 6,83 m, altura de 8,5 m e volume total de 318 m³, localizando-se na parte inferior, o compartimento anaeróbio e na parcela superior, o tanque de aeração e decantador secundário. Foi introduzido, numa etapa posterior, um decantador externo, para receber o efluente anaeróbio, antes do envio ao tanque de aeração. Em uma etapa inicial de avaliação, foram verificados parâmetros básicos de projeto das unidades. Observou-se que o dimensionamento do reator anaeróbio teve aspectos inovadores, que não atenderam as recomendações da norma brasileira, o que pode resultar em impacto nos resultados da operação. Para o compartimento aeróbio, foram estudadas possibilidades de operação e o dimensionamento do processo de lodos ativados convencional, com nitrificação, foi o que mais se aproximou do volume do tanque de aeração instalado. Com relação à avaliação do esgoto afluente após passar por peneiramento, com espaçamento de 1 mm, esperava-se que as eficiências de remoção fossem condizentes com um decantador primário, o que não foi constatado durante o monitoramento. Para avaliação do desempenho deste equipamento foram utilizados dados referentes à: caracterização do esgoto bruto e do lodo no compartimento anaeróbio, além da comparação de parâmetros obtidos no monitoramento do compartimento anaeróbio com critérios utilizados no dimensionamento deste tipo de reator. A Atividade Metanogênica do Lodo (AME) no lodo após início da operação resultou no valor médio de 0,298 gDQO_{CH₄}.gSTV⁻¹.d⁻¹. No reator anaeróbio modificado obteve-se remoção de 5% para DBO, 26% para DQO e remoção negativa para SST. Observou-se aumento da concentração do teor de sólidos ao longo da altura do compartimento anaeróbio, com a elevação imposta regularmente às velocidades ascensionais (0,16 a 0,49 m/h). A operação do reator anaeróbio sem o separador de fases mostrou que não foi viável o controle da suspensão do manto de lodo apenas com a restrição de vazão no sistema. Faz-se necessário a utilização de um separador de fases, especialmente quando são aumentadas as velocidades ascensionais. Não se pode afirmar que este foi o único motivo dos resultados obtidos, já que não ocorreu o descarte de lodo anaeróbio no período de monitoramento (fevereiro a agosto de 2019), o que certamente contribuiu para a diminuição das eficiências de remoção.

Palavras-chave: Biogás. Separador Trifásico. Tratamento aeróbio. Tratamento anaeróbio. Velocidade ascensional.

ABSTRACT

The sludge blanket anaerobic reactor has wide application in wastewater treatment. This fact can be attributed to advantages such as low sludge production and low energy consumption. In a treatment system formed by an anaerobic reactor integrated with activated sludge, it is possible to reduce costs, such as lower aeration tank volume and less energy demand. This work aimed to evaluate the performance of an integrated anaerobic sludge blanket reactor and activated sludge process treating wastewater. It was used sewage affluent to the Atuba Sul WWTP (Curitiba-PR, Brazil), which after undergoing the preliminary treatment, had a portion sent to the static sieve (e: 1mm) and later to the pilot equipment. It has a cylindrical shape with a diameter of 6.83 m, a height of 8.5 m and a total volume of 318 m³. Anaerobic compartment was at the bottom and the aeration tank and secondary settling tank at the top. An external settling tank was introduced at a later stage to receive the anaerobic effluent, before being sent to the aeration tank. In a first evaluation stage, some basic design parameters from the units were verified. It was observed the anaerobic reactor design had innovative aspects, which not attend Brazilian standard in some aspects. This can result impact on the operation. Some operating possibilities have been studied for the aerobic compartment. The one that came closest to the volume of the installed aeration tank was the design of conventional activated sludge process with nitrification. Concerning the evaluation of the influent sewage after going through a sieve with a spacing of 1 mm, it was expected that the removal efficiencies would be consistent with a primary sedimentation tank, which was not observed during the monitoring. To evaluate the performance of this equipment were used data from characterization of raw sewage and sludge in the anaerobic compartment and comparison of parameters obtained in the monitoring of the anaerobic compartment with criteria used in the design of this type of reactor. Specific Methanogenic Activity (SMA) in the sludge after the start of the operation resulted in an average value of 0.298 gCOD_{CH₄}.gTVS⁻¹.d⁻¹. Removal efficiencies in the modified anaerobic reactor were 5% for BOD, 26% for COD and negative removal for TSS. An increase in the concentration of solids was observed along the height of the anaerobic compartment with the regularly elevation of the upflow velocities (0,16 to 0,49 m/h). The operation of the anaerobic reactor without the phase separator showed that it was not feasible to control the sludge blanket suspension only with the system flow restriction. It is necessary to use a phase separator, especially with higher upflow velocities. It cannot be said that this was the only reason for the results obtained, since there was no disposal of anaerobic sludge during the monitoring period (february to august 2019), which certainly contributed to the reduction of removal efficiencies.

Key-words: Aerobic treatment. Anaerobic treatment. Biogas. Tri-phase Separator. Upflow velocity.

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1 - FLUXOGRAMA TÍPICO DE UMA ETE COMPLETA.....	28
FIGURA 2 – SEQUÊNCIAS METABÓLICAS E GRUPOS MICROBIANOS ENVOLVIDOS NA DIGESTÃO ANAERÓBIA	32
FIGURA 3 – PERFIL DE UM REATOR ANAERÓBIO TIPO UASB	37
FIGURA 4 – FLUXOGRAMA DE SISTEMA DE LODOS ATIVADOS	47
FIGURA 5 - FLUXOGRAMA UTILIZADO NO SISTEMA PILOTO PARA REMOÇÃO DE NITROGÊNIO.....	53
FIGURA 6 – COMPARAÇÃO ENTRE SISTEMA COM LODOS ATIVADOS (A) E COM REATOR TIPO UASB	58
FIGURA 7: REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DAS CONFIGURAÇÕES DO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS E DE UM REATOR ANAERÓBIO EM CONJUNTO COM LODOS ATIVADOS PARA TRATAMENTO DE ESGOTO.....	59
FIGURA 8 – DESENHO ESQUEMÁTICO DO ESTUDO COM REATOR UASB E REATOR SBR TRATANDO ESGOTO SINTÉTICO	65
FIGURA 9 – DESENHO ESQUEMÁTICO DO ESTUDO COM SISTEMA UASB SEGUIDO DE REATOR SBR.....	66
FIGURA 10 – ESQUEMA DO ESTUDO REALIZADO COM REATOR UASB SEGUIDO POR RLEAI	68
FIGURA 11 – IMAGEM AÉREA DA REGIÃO DE IMPLANTAÇÃO DA ETE ATUBA SUL.....	69
FIGURA 12 – IMAGENS DA ETE ATUBA SUL	70
FIGURA 13 - FLUXOGRAMA DO EQUIPAMENTO PILOTO	71
FIGURA 14 – DESENHO ESQUEMÁTICO DO SISTEMA COMPACTO E EQUIPAMENTO INSTALADO EM CAMPO	73
FIGURA 15 – FLUXOS NO INTERIOR DO EQUIPAMENTO PILOTO	74
FIGURA 16 – SISTEMA BIOPAC® UBOX DISPONÍVEL COMERCIALMENTE	75
FIGURA 17 – SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO DO REATOR PILOTO.....	76
FIGURA 18 – PENEIRA ESTÁTICA UTILIZADA NO EQUIPAMENTO PILOTO	76
FIGURA 19 – SOPRADOR UTILIZADO NO SISTEMA PILOTO	77
FIGURA 20 - MEDIDOR DE BIOGÁS RITTER TG 25-6.....	78

FIGURA 21 - ANALISADOR DA QUALIDADE DE BIOGÁS MODELO MULTITEC® BIOCONTROL DA SEWERIN.	79
FIGURA 22 - DECANTADOR LAMELAR EXTERNO AO REATOR PILOTO	79
FIGURA 23 – ESQUEMA DAS ETAPAS DA PESQUISA	80
FIGURA 24 – ESQUEMA DO OBJETIVO ESPECÍFICO 2 DA PESQUISA	81
FIGURA 25 – ESQUEMA DOS ASPECTOS REFERENTES À AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DO REATOR ANAERÓBIO SUBMETIDO À DIFERENTES VELOCIDADES ASCENSIONAIS.	83
FIGURA 26 - PONTOS DE COLETA NO EQUIPAMENTO PILOTO	88
FIGURA 27 – VARIAÇÃO DA DQO E DBO NA PENEIRA AO LONGO DAS ETAPAS 3.1 e 3.2 DE OPERAÇÃO DO EQUIPAMENTO PILOTO	114
FIGURA 28 - VARIAÇÃO DA DBO, DQO E SST NA PENEIRA AO LONGO DAS ETAPAS 3.3 A 3.5 DE OPERAÇÃO DO EQUIPAMENTO PILOTO	117
FIGURA 29 - VARIAÇÕES NOS PARÂMETROS DBO E DQO NO ESGOTO BRUTO OBSERVADAS NO PERÍODO DE MONITORAMENTO	119
FIGURA 30 - VARIAÇÕES NO PARÂMETRO SST OBSERVADAS NO ESGOTO BRUTO DURANTE O MONITORAMENTO	120
FIGURA 31 – PERFIL DE SÓLIDOS NA ALTURA DO REATOR UASB	123
FIGURA 32 – VARIAÇÃO DO PERFIL DE SÓLIDOS NO MANTO DE LODO AO LONGO DO MONITORAMENTO	124
FIGURA 33 – VARIAÇÃO DA DBO NA OPERAÇÃO DO SISTEMA PILOTO ..	128
FIGURA 34 VARIAÇÃO DA DQO NA FAIXA DE CONCENTRAÇÃO ATÉ 2000 MG/L NA OPERAÇÃO DO SISTEMA PILOTO	129
FIGURA 35 - VARIAÇÃO DE SST NA OPERAÇÃO DO SISTEMA PILOTO NA FAIXA DE CONCENTRAÇÃO DE ATÉ 600 MG/L.....	130
FIGURA 36 – VARIAÇÃO DA DBO NA ETAPA 3.3 DO MONITORAMENTO ..	132
FIGURA 37 - VARIAÇÃO DA DQO NA ETAPA 3.3 DO MONITORAMENTO ...	133
FIGURA 38 - VARIAÇÃO DE SST NA ETAPA 3.3 DO MONITORAMENTO	134
FIGURA 39 – VARIAÇÃO DE ALCALINIDADE TOTAL E ÁCIDOS GRAXOS VOLÁTEIS NO REATOR ANAERÓBIO NO PERÍODO DE MONITORAMENTO	135

FIGURA 40– VARIAÇÃO DE pH NO REATOR ANAERÓBIO NO PERÍODO DE MONITORAMENTO	136
FIGURA 41– VARIAÇÃO DA RELAÇÃO ALCALINIDADE TOTAL/ÁCIDOS GRAXOS VOLÁTEIS NO REATOR ANAERÓBIO NO PERÍODO DE MONITORAMENTO	136

LISTA DE TABELAS

TABELA 1 - PARÂMETROS USUAIS DOS ESGOTOS SANITÁRIOS	25
TABELA 2 – VALORES DE ALGUNS PARÂMETROS USUAIS ENCONTRADOS EM ESGOTOS SANITÁRIOS AFLUENTES A ESTAÇÕES DE TRATAMENTO DE CURITIBA (PR)	25
TABELA 3 – CONCENTRAÇÃO DE ALGUNS ORGANISMOS UTILIZADOS COMO INDICADORES DE POLUIÇÃO FECAL	27
TABELA 4 – CARACTERÍSTICAS DOS PRINCIPAIS DISPOSITIVOS UTILIZADOS NO GRADEAMENTO.....	29
TABELA 5 - RESUMO DOS TRABALHOS RELACIONADOS À PERFORMACE DE REATORES TIPO UASB TRATANDO ESGOTOS SANITÁRIOS EM ESCALA PLENA	37
TABELA 6 – RESULTADO DO ENSAIO DE AME EM ESTAÇÕES DE TRATAMENTO DE ESGOTO COM REATORES TIPO UASB DA REGIÃO DE CURITIBA (PR)	39
TABELA 7 - TEMPOS DE DETENÇÃO HIDRÁULICA (TDH) RECOMENDADOS PELA NBR 12.209/2011	41
TABELA 8 – BIOGÁS ORIUNDO DE REATOR UASB TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO: RELAÇÕES UNITÁRIAS DE PRODUÇÃO DE METANO, BIOGÁS E ENERGIA	44
TABELA 9 – PARÂMETROS APLICÁVEIS ÀS VARIAÇÕES DOS PROCESSOS DE LODOS ATIVADOS	49
TABELA 10 – FAIXAS DE DIMENSIONAMENTO PARA O DECANTADOR SECUNDÁRIO	56
TABELA 11 – EXPERIÊNCIAS UTILIZANDO SISTEMA UASB+ LODOS ATIVADOS.....	64
TABELA 12 - PARÂMETROS DAS DIVERSAS UNIDADES DO EQUIPAMENTO PILOTO.....	72
TABELA 13 - ETAPAS DE AVALIAÇÃO DE VERIFICAÇÃO DAS VELOCIDADES ASCENSIONAIS NO REATOR ANAERÓBIO ...	84
TABELA 14 – PLANO DE TRABALHO DO EQUIPAMENTO PILOTO – FASE LÍQUIDA.....	84

TABELA 15 - PLANO DE TRABALHO DO EQUIPAMENTO PILOTO – FASE SÓLIDA	84
TABELA 16 - ANÁLISES REALIZADAS PARA CARACTERIZAÇÃO DA FASE LÍQUIDA DO MONITORAMENTO DO SISTEMA.....	86
TABELA 17 - ANÁLISES REALIZADAS PARA CARACTERIZAÇÃO DA FASE SÓLIDA DO MONITORAMENTO DO SISTEMA.....	86
TABELA 18 - RESUMO DE ALGUNS PARÂMETROS UTILIZADOS NO DIMENSIONAMENTO DO SISTEMA PRELIMINAR	90
TABELA 19 - RESUMO DE ALGUNS PARÂMETROS UTILIZADOS NO DIMENSIONAMENTO DO COMPARTIMENTO ANAERÓBIO....	92
TABELA 20 PARÂMETROS ADOTADOS NO DIMENSIONAMENTO DE SISTEMA DE LODOS ATIVADOS CONVENCIONAL UTILIZANDO CINÉTICA DE MARAIS	102
TABELA 21 - PARÂMETROS ADOTADOS NO DIMENSIONAMENTO DE SISTEMA DE LODOS ATIVADOS CONVENCIONAL VISANDO A NITRIFICAÇÃO UTILIZANDO CINÉTICA DE MARAIS.....	104
TABELA 22 - PARÂMETROS ADOTADOS NO DIMENSIONAMENTO DE SISTEMA DE LODOS ATIVADOS COM AERAÇÃO PROLONGADA VISANDO A NITRIFICAÇÃO E DESNITRIFICAÇÃO UTILIZANDO CINÉTICA DE MARAIS	107
TABELA 23 – RESUMO DOS PRÉ-DIMENSIONAMENTOS REALIZADOS PARA OPERAÇÃO DO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS.....	110
TABELA 24 – MODIFICAÇÕES RELATIVAS AO SISTEMA DE TRATAMENTO ESTUDADO.....	112
TABELA 25 – VARIAÇÃO DA DBO NA PENEIRA AO LONGO DAS ETAPAS 3.1 E 3.2 DE OPERAÇÃO DO EQUIPAMENTO PILOTO	113
TABELA 26 - VARIAÇÃO DA DQO NA PENEIRA AO LONGO DAS ETAPAS 3.1 E 3.2 DE OPERAÇÃO DO EQUIPAMENTO PILOTO	113
TABELA 27 - VARIAÇÃO DE SST NA PENEIRA AO LONGO DAS ETAPAS 3.1 E 3.2 DE OPERAÇÃO DO EQUIPAMENTO PILOTO	114
TABELA 28 - VARIAÇÃO DA DBO NA PENEIRA AO LONGO DAS ETAPAS 3.3 A 3.5 DE OPERAÇÃO DO EQUIPAMENTO PILOTO	116
TABELA 29 - VARIAÇÃO DA DQO NA PENEIRA AO LONGO DAS ETAPAS 3.3 A 3.5 DE OPERAÇÃO DO EQUIPAMENTO PILOTO	116

TABELA 30 - VARIAÇÃO DE SST NA PENEIRA AO LONGO DAS ETAPAS 3.3 A 3.5 DE OPERAÇÃO DO EQUIPAMENTO PILOTO.....	117
TABELA 31- VARIAÇÕES NOS PARÂMETROS DBO E DQO NO ESGOTO BRUTO OBSERVADAS NO PERÍODO DE MONITORAMENTO	119
TABELA 32 – VARIAÇÕES NA CONCENTRAÇÃO DE SST NO ESGOTO BRUTO DURANTE O PERÍODO DE MONITORAMENTO.....	120
TABELA 33 – RESULTADOS DO ENSAIO DE AME PARA O LODO INOCULADO NO SISTEMA PILOTO.....	122
TABELA 34 - RESULTADOS DO ENSAIO DE AME PARA O SISTEMA PILOTO	122
TABELA 35 – VARIAÇÃO DO TEOR DE SÓLIDOS NO MANTO DE LODO DO REATOR ANAERÓBIO DURANTE O MONITORAMENTO.....	123
TABELA 36 – OCORRÊNCIAS DE ENTUPIMENTO NA ALTURA 0,1 M DE AMOSTRAGEM DO MANTO DE LODO.....	125
TABELA 37 – CARGAS APLICADAS NO REATOR ANAERÓBIO AO LONGO DO MONITORAMENTO	126
TABELA 38 – VALORES DE REFERÊNCIA PARA PARÂMETROS DE DIMENSIONAMENTO DE REATORES TIPO UASB.....	126
TABELA 39 – VARIAÇÃO DOS PARÂMETROS AO LONGO DAS ETAPAS DE MONITORAMENTO	131
TABELA 40 - VARIAÇÕES NOS PARÂMETROS DBO, DQO_{TOTAL} , $DQO_{SOLÚVEL}$ E SST OBSERVADAS NA ETAPA 3.3 DO PERÍODO DE MONITORAMENTO.....	134

LISTA DE SIGLAS, SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
AGV	Ácidos Graxos Voláteis
A/M	Relação Alimento Microrganismo
AME	Atividade Metanogênica Específica
CF	Coliformes Fecais
CH ₄	Metano
CO	Carga Orgânica
CO ₂	Dióxido de Carbono
CONAMA	Conselho Nacional de Meio Ambiente
COV	Carga Orgânica Volumétrica
CT	Coliformes Totais
CTerm	Coliformes Termotolerantes
DAFA	Digestor Anaeróbio de Fluxo Ascendente
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DHS	Departamento de Hidráulica e Saneamento
DQO	Demanda Química de Oxigênio
EC	<i>Escherichia Coli</i>
EnF	Enterococos Fecais
EsF	Streptococos Fecais
ETE	Estação de Tratamento de Esgotos
FAD	Flotação por ar dissolvido
GACF	Gerência de Avaliação de Conformidades
GPIN	Gerência de Pesquisa e Inovação
H	Altura
H ₂ S	Sulfeto de Hidrogênio
H ₂ O	Água
IVL	Índice Volumétrico do Lodo
LA	Lodos Ativados
OD	Oxigênio Dissolvido
OG	Óleos e Graxas
NBR	Norma Brasileira
NMP	Número Mais Provável

NH ₃	Amônio
N-NH ₄	Nitrogênio Amoniacal
N-NO ₂	Nitrogênio na forma de Nitrito
N-NO ₃	Nitrogênio na forma de Nitrato
NTK	Nitrogênio Total Kjeldahl
pH	Potencial Hidrogeniônico
PO ₄ -P	Fósforo na forma de Fosfato
PVC	Policloreto de Vinila
Q	Vazão
RALF	Reator Anaeróbio de Lodo Fluidizado
RAFA	Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente
RAFAALL	Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente através de Leito de Lodo
RAFAMAL	Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo
RLEAI	Reator de Leito Estruturado e Aeração Intermitente
Sanepar	Companhia de Saneamento do Paraná
S. Sed	Sólidos Sedimentáveis
SST	Sólidos Suspensos Totais
SSTA	Sólidos Suspensos no Tanque de Aeração
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis
ST	Sólidos Totais
SVT	Sólidos Voláteis Totais
TAS	Taxa de Aplicação Superficial
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica
UASB	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket (Reactor)</i>
UBOX	<i>Urban Box</i>
V	Volume
V _{asc}	Velocidade ascensional

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO.....	21
1.1 OBJETIVOS.....	23
1.1.1 Objetivo geral.....	23
1.1.2 Objetivos específicos	23
2 REVISÃO DE LITERATURA.....	24
2.1 ESGOTO SANITÁRIO	24
2.2 TRATAMENTO DE ESGOTO	28
2.2.1 Níveis de Tratamento.....	28
2.2.2 Tratamento Secundário (Processos Biológicos)	31
2.2.2.1 Tratamento anaeróbio	31
2.2.2.2 Tratamento aeróbio	34
2.2.3 ETE com Reator UASB.....	34
2.2.3.1 Conceituação	34
2.2.3.2 <i>Start-up</i> de Reatores UASB	38
2.2.3.3 Tratamento Preliminar a montante de reatores anaeróbios	39
2.2.3.4 Parâmetros de Projeto	40
2.2.3.5 Lodo	42
2.2.3.6 Biogás	43
2.2.3.7 Escuma	45
2.2.4 ETE com Lodos Ativados.....	46
2.2.4.1 Conceituação	46
2.2.4.2 Parâmetros de Projeto e Operação.....	48
2.2.4.3 Modelos Matemáticos para o dimensionamento do sistema de Lodos Ativados	51
2.2.4.4 Sistemas de Lodos Ativados com nitrificação e desnitrificação	52
2.2.4.5 Organismos encontrados no processo de Lodos Ativados	54
2.2.4.6 Decantador Secundário.....	55
2.3 SISTEMA REATOR UASB + LODOS ATIVADOS	57
2.4 OUTROS TRABALHOS COM REATORES BIOLÓGICOS ANAERÓBIOS E AERÓBIOS	65
3 MATERIAL E MÉTODOS.....	69
3.1 ÁREA DE ESTUDO	69

3.1.1 Localização	69
3.1.2 ETE Atuba Sul.....	70
3.2 SISTEMA PILOTO INTEGRADO	71
3.2.1 Equipamentos	75
3.3 MÉTODOS	80
3.3.1 Revisão do projeto do reator piloto.....	80
3.3.2 Avaliação do esgoto afluente ao sistema após passar por peneiramento com espaçamento de 1 mm	81
3.3.3 Avaliação do desempenho do reator anaeróbio modificado submetido a diferentes velocidades ascensionais	82
3.3.3.1 Análise e Preservação das Amostras	85
3.3.3.2 Coleta das Amostras	86
3.3.3.3 Análise de dados	88
4 RESULTADOS E DISCUSSÃO	89
4.1 AVALIAÇÃO DO SISTEMA PILOTO A PARTIR DAS DIMENSÕES EXISTENTES	89
4.1.1 Análise do sistema preliminar existente na ETE Atuba Sul.....	89
4.1.1.1 Tratamento Preliminar: Gradeamento	90
4.1.1.2 Tratamento Preliminar: Desarenador	91
4.1.2 Verificação do dimensionamento do reator anaeróbio	91
4.1.2.1 Tratamento Preliminar do Sistema Piloto: Peneira com Espaçamento de 1 mm	94
4.1.2.2 Reator Anaeróbio	95
4.1.2.3 Estimativa da Produção de Biogás.....	100
4.1.2.4 Escuma.....	100
4.1.2.5 Estimativa de Produção do Lodo Anaeróbio	101
4.1.3 Verificação do Dimensionamento do Sistema de Lodos Ativados.....	101
4.1.3.1 Processo de Lodos Ativados Convencional	102
4.1.3.2 Lodos Ativados Convencional Visando a Nitrificação.....	104
4.1.3.3 Lodos Ativados com Aeração Prolongada Visando a Nitrificação e Desnitrificação.....	106
4.1.3.4 Comparativo entre os Dimensionamentos.....	109
4.1.3.5 Outras Verificações	111
4.1.4 Comparação entre sistema proposto e sistema tradicional	111

4.2 AVALIAÇÃO DO ESGOTO AFLUENTE AO SISTEMA PILOTO APÓS PENEIRAMENTO DE 1 MM	112
4.2.1 Etapas 3.1 e 3.2.....	112
4.2.2 Etapas 3.3, 3.4 e 3.5.....	115
4.3 AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DO REATOR ANAERÓBIO MODIFICADO SUBMETIDO A DIFERENTES VELOCIDADES ASCENSIONAIS	118
4.3.1 Avaliação do Esgoto Bruto durante o monitoramento	118
4.3.2 Avaliação do comportamento da região anaeróbia quando submetida a diferentes velocidades ascensionais.....	121
4.3.2.1 Lodo anaeróbio	121
4.3.2.2 Comparação dos resultados de monitoramento do reator piloto com critérios utilizados no projeto de reatores anaeróbios.....	125
4.3.2.3 DBO, DQO e SST no efluente do reator Anaeróbio	127
4.3.2.4 Alcalinidade, Acidez e pH.....	135
5 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	138
5.1 RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	139
REFERÊNCIAS	141
APÊNDICE	150

1 INTRODUÇÃO

O saneamento ambiental passou por uma enorme transformação ao longo do último século. Neste período o desenvolvimento tecnológico passou desde a concepção de sistemas mais simples, como as fossas mouras e os tanques sépticos, até sistemas mais avançados, que incluem a remoção de micro poluentes.

No entanto, em muitos países, este desenvolvimento não atingiu a toda a população. Por exemplo, no Brasil de acordo com o ATLAS ESGOTOS (2017), apenas 55% da população possui atendimento de esgotamento sanitário. Isso significa que os esgotos são coletados e tratados de forma coletiva ou a edificação possui fossa séptica. As demais das edificações ou tem acesso somente a coleta de efluentes, representando 18% do total, ou não tem acesso a nenhum tipo de atendimento, cerca de 27% da população.

O cenário brasileiro demanda medidas para melhorar os índices de saneamento ambiental em todo o país. Essas escolhas devem levar em conta alguns aspectos, como o custo de implantação e operação, disponibilidade de espaço físico, além de uma tecnologia adequada à realidade do local de implantação.

Com relação às tecnologias, algumas estão consolidadas no país, como os reatores tipo UASB. Segundo levantamento realizado por Chernicharo *et al.* (2018), são 258 ETEs operadas pela Companhia de Saneamento do Paraná (Sanepar) que adotaram esta técnica para o tratamento. Apesar das inúmeras vantagens dessa escolha, como o baixo consumo de energia elétrica e facilidade de operação, a utilização dessa tecnologia garante remoção de DBO entre 60% a 70%. Por isso é necessário implantar um pós-tratamento para remoção do restante da carga orgânica e também de nutrientes.

Analisando todos esses aspectos, tem sido proposto, a partir do final dos anos 1990, sistema de tratamento para esgotos sanitários que integre o tratamento anaeróbio e o aeróbio. O esgoto seria encaminhado inicialmente a um reator anaeróbio para remover parte da matéria orgânica. A seguir, seria dirigido ao tratamento aeróbio, processo de lodos ativados, removendo assim o restante da carga. Dependendo da configuração e operação do tanque de aeração é possível também remover nitrogênio.

No entanto, tem sido questionada a utilização de reator anaeróbio com pós-tratamento de sistema de lodos ativados devido a muitos problemas relacionados à

operação como, por exemplo, formação de lodo filamentosos, inibição da nitrificação e alteração de valores de SST no efluente anaeróbio, por isso, essa configuração precisa de mais estudos.

Mas como vantagem pode-se citar a redução do tamanho do tanque de aeração e a carga orgânica aplicada no mesmo, gerando menor quantidade de lodo; o lodo do tratamento aeróbio poderá ser recirculado para ser estabilizado no reator anaeróbio, evitando, assim, a construção de um adensador e digestor de lodo. Destaca-se também a diminuição dos custos com energia elétrica quando comparados com os de um sistema unicamente aeróbio.

Assim como a forma de tratamento, outras questões como a disponibilidade de espaço físico e tempo de construção estão se tornando mais relevantes. Diante desses fatos, estão sendo propostas algumas alternativas compactas que visam diminuir os tempos para implantação dos sistemas, áreas necessárias, custos operacionais, bem como aumentar a eficiência do tratamento. Além disso, alternativas com essas características possibilitariam atendimento a áreas em que a implantação de um sistema convencional seria inviável. Esse é um problema real que muitas empresas responsáveis por serviços de saneamento estão enfrentando, o qual demanda pesquisa para apresentação das melhores soluções.

Dentro dessa nova realidade está inserida esta Pesquisa. O sistema estudado é compacto, ocupa pequena área e tem baixo custo operacional. Além disso, trata-se de uma parceria entre a Sanepar, Empresa Particular e UFPR, o que possibilitou a análise de diversos aspectos referentes ao sistema implantado. Essa Pesquisa utiliza um equipamento em escala plena com esgoto real afluente à uma ETE operada pela Sanepar, enquanto outros estudos utilizam sistemas em escala de bancada, com esgoto sintético.

Logo, pelos motivos elencados, esta pesquisa mostra-se com elevado potencial de aplicação, pois engloba diversos problemas enfrentados por empresas responsáveis por serviços de saneamento, bem como demonstra à sociedade que a Universidade Pública se preocupa com questões enfrentadas pela coletividade.

1.1 OBJETIVOS

1.1.1 Objetivo geral

Avaliar um sistema integrado reator anaeróbio de manto de lodo e processo de lodos ativados tratando esgoto sanitário.

1.1.2 Objetivos específicos

- a) Avaliar o projeto do sistema piloto a partir das dimensões existentes visando à remoção de matéria orgânica, sólidos e objetivando a nitrificação;
- b) Avaliar o esgoto afluyente ao sistema após passar por peneiramento com espaçamento de 1mm;
- c) Avaliar o desempenho do reator anaeróbio de manto de lodo modificado do sistema integrado submetido a diferentes velocidades ascensionais.

2 REVISÃO DE LITERATURA

Neste item foram apresentados alguns conceitos de maneira resumida a fim de facilitar o entendimento deste trabalho.

2.1 ESGOTO SANITÁRIO

Esgoto é um termo usado para caracterizar os despejos originados de variadas modalidades de uso e origem da água, como uso doméstico, comercial, de infiltração, pluviais e de uso industrial entre outras. Alguns autores utilizam o termo águas residuárias como sinônimo de esgoto (JORDÃO; PESSÔA, 2011; METCALF; EDDY, 2016).

O esgoto sanitário é composto por 99,9% de água, porém as impurezas adicionadas conferem algumas características que podem variar na origem ou decorrentes da decomposição (AISSE, 2000). Dentre eles podem ser citados os sólidos suspensos, dissolvidos, compostos orgânicos (proteínas, carboidratos, óleos e graxas), nutrientes (nitrogênio e fósforo), metais, compostos não biodegradáveis e microrganismos. A característica dos esgotos varia de acordo com o uso da água. Fatores como o clima, situação social e econômica e hábitos da população também tem grande influência (von SPERLING, 1996; CAMPOS *et al.*, 1999).

Alguns valores encontrados são apresentados na TABELA 1. Já na TABELA 2 é possível observar alguns valores usuais de parâmetros analisados na entrada de estações de tratamento de efluentes de estudos realizados na região de Curitiba.

TABELA 1 - PARÂMETROS USUAIS DOS ESGOTOS SANITÁRIOS

Parâmetro	Unidade	Esgoto Forte	Esgoto Médio	Esgoto Fraco
Sólidos Totais	mg/L	1160	730	370
Sólidos Susp. Totais	mg/L	360	230	120
Sólidos Susp. Voláteis	mg/L	280	175	90
Sólidos Susp. Fixos	mg/L	80	55	30
Sólidos Diss. Totais	mg/L	800	500	250
Sólidos Diss. Voláteis	mg/L	300	200	105
Sólidos Diss. Fixos	mg/L	500	300	145
Sólidos Sedimentáveis	ml/L	20	10	5
DQO	mg/L	800	400	200
DBO	mg/L	400	200	100
OD	mg/L	0	0	0
Nitrogênio Total	mg/L	85	40	20
Nitrogênio Orgânico	mg/L	35	20	10
Amônia Livre	mg/L	50	20	10
Nitrito (N-NO ₂)	mg/L	0,1	0,05	0
Nitrato (N-NO ₃)	mg/L	0,4	0,2	0,1
Fósforo Total	mg/L	20	10	5
Fósforo Orgânico	mg/L	7	4	2
Fósforo Inorgânico	mg/L	13	6	3

FONTE: JORDÃO; PESSÔA (2011)

TABELA 2 – VALORES DE ALGUNS PARÂMETROS USUAIS ENCONTRADOS EM ESGOTOS SANITÁRIOS AFLUENTES A ESTAÇÕES DE TRATAMENTO DE CURITIBA (PR)

Parâmetro	Unidade	ETE Padilha³ (Curitiba - PR)	ETE Atuba Sul² (Curitiba - PR)	ETE Belém¹ (Curitiba - PR)
pH		7,1 - 8,3	5,7 - 8,2	5,6 - 7,3
Sólidos Totais	mg/L			303 - 965
Sólidos Susp. Totais	mg/L	35 - 2900	17 - 1173	66 - 674
Sólidos Susp. Voláteis	mg/L	0 - 2383		50 - 464
Sólidos Susp. Fixos	mg/L	0 - 995		0 - 210
Sólidos Diss. Totais	mg/L			221 - 403
Sólidos Diss. Voláteis	mg/L			36 - 163
Sólidos Diss. Fixos	mg/L			157 - 266
Sólidos Sedimentáveis	ml/L	0,1 - 6,0	0,1 - 23	0 - 88
DQO	mg/L	49 - 1921	74 - 2111	229 - 1016
DBO	mg/L	73 - 500	20 - 750	88 - 1690
Nitrogênio Total	mg/L	42,2 - 247,9	-	19,6 - 146,3
Nitrogênio Orgânico	mg/L			1,7 - 121,5
Fósforo Total	mg/L	1,20 - 13,7	-	3,13 - 37,7
Alcalinidade	mg/L	100,4 - 417,3	65 - 311	53,1 - 213,6

FONTE: Adaptado de AISSE¹ (2002), SANEPAR² (2018) e PAULA³ (2019)

Os sólidos podem ser classificados por tamanho, características químicas e decantabilidade. Com relação ao tamanho dos sólidos no esgoto, existem dois tipos de sólidos principais, os dissolvidos e os em suspensão. Quanto à classificação referente às características químicas, podem ser divididos em voláteis, que representam a matéria orgânica e não voláteis, que representam a matéria inerte. Por fim, em relação à decantabilidade podem ser classificados em sedimentáveis, que são aqueles com capacidade de sedimentar no período de uma hora, e os não sedimentáveis (VON SPERLING, 1996).

A matéria orgânica no esgoto pode ser classificada com relação à forma e tamanho e quanto à biodegradabilidade. Para a primeira classificação a matéria orgânica é dividida em dissolvida (solúvel) e em suspensão (particulada). Já para a segunda classificação pode ser separada em inerte e biodegradável. Usualmente são adotados métodos indiretos para a determinação da quantidade da matéria orgânica. Os mais utilizados são a Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) e a Demanda Química de Oxigênio (DQO) (VON SPERLING, 1996).

O valor da DBO é o parâmetro de poluição orgânica mais utilizado. O ensaio é realizado na temperatura de 20°C por um período de cinco dias. Esse parâmetro é utilizado para dimensionamento de estações de tratamento de esgoto, avaliar a eficiência de alguns processos e determinar o atendimento aos valores de descarga em corpos hídricos (METCALF; EDDY, 2016).

Já o ensaio da DQO mede o consumo de oxigênio ocorrido durante a oxidação química da matéria orgânica. Uma das vantagens deste ensaio em relação à DBO é o tempo menor para a obtenção de resultado, cerca de 2 horas. A DQO pode ser dividida em frações, a particulada e a solúvel, o que é importante no projeto de estações de tratamento de esgotos. (HENZE *et al.*, 2008; JORDÃO; PESSÔA, 2011).

A forma como estão presentes os compostos de nitrogênio no esgoto doméstico indicam o grau de estabilização da matéria orgânica. O nitrogênio orgânico está presente no esgoto fresco e quase que sua totalidade na forma de proteína, aminoácidos e uréia. O nitrogênio presente nesses compostos é transformado inicialmente pelas bactérias em amônia, posteriormente em nitritos e por fim, em nitratos (JORDÃO; PESSÔA, 2011).

Os nitritos são instáveis, sendo transformados rapidamente em nitratos. Sua presença em esgotos indica poluição antiga. A concentração de nitritos raramente ultrapassa 1 mg/L no esgoto. Já os nitratos têm concentração variando conforme o

grau de tratamento do esgoto. Por exemplo, para tratamento secundário chega a valores próximos de 20 mg/L e para tratamento terciário tem concentração quase nula (JORDÃO; PESSÔA, 2011).

Com relação ao fósforo, este elemento pode ser encontrado na forma orgânica ou inorgânica. Na forma orgânica ele se encontra combinado a matéria orgânica em proteínas e aminoácidos. Já na forma inorgânica está é encontrado como polifosfatos e ortofosfatos (JORDÃO; PESSÔA, 2011).

Por fim, alguns organismos são utilizados como indicadores de poluição fecal e a eficiência de processos de tratamento de esgotos (HENZE *et al.*, 2008). É usual adotar bactérias de origem fecal típicas do intestino humano e de outros animais de sangue quente (CAMPOS *et al.*, 1999; JORDÃO; PESSÔA, 2011). Esses organismos não são patogênicos, porém são indicativos de quando uma água apresenta contaminação por fezes, tanto humanas quanto de animais, e consequentemente a sua capacidade de transmitir doenças (VON SPERLING, 1996). Como é difícil caracterizar todos os patogênicos presentes, é determinada a densidade desses organismos nesse meio, NMP (número mais provável de coliformes/ 100 ml de amostra), que é usado como indicador da presença provável de organismos patogênicos (CAMPOS *et al.*, 1999). Os organismos usualmente investigados são os coliformes totais (CT), coliformes fecais (CF), *Escherichia coli* (EC), *Streptococcus fecalis* (EsF) e *Enterococcus fecalis* (EnF) (JORDÃO; PESSÔA, 2011). A concentração esperada para cada um desses grupos de microrganismos pode ser visualizada na TABELA 3.

TABELA 3 – CONCENTRAÇÃO DE ALGUNS ORGANISMOS UTILIZADOS COMO INDICADORES DE POLUIÇÃO FECAL

Bactérias	Concentração (org/100 ml)
Coliformes Totais	10^7 a 10^9
Coliformes Termotolerantes	10^6 a 10^8
<i>Escherichia coli</i>	10^6 a 10^7
Enterococos	10^4 a 10^5
<i>Bacteroides</i>	10^7 a 10^{10}

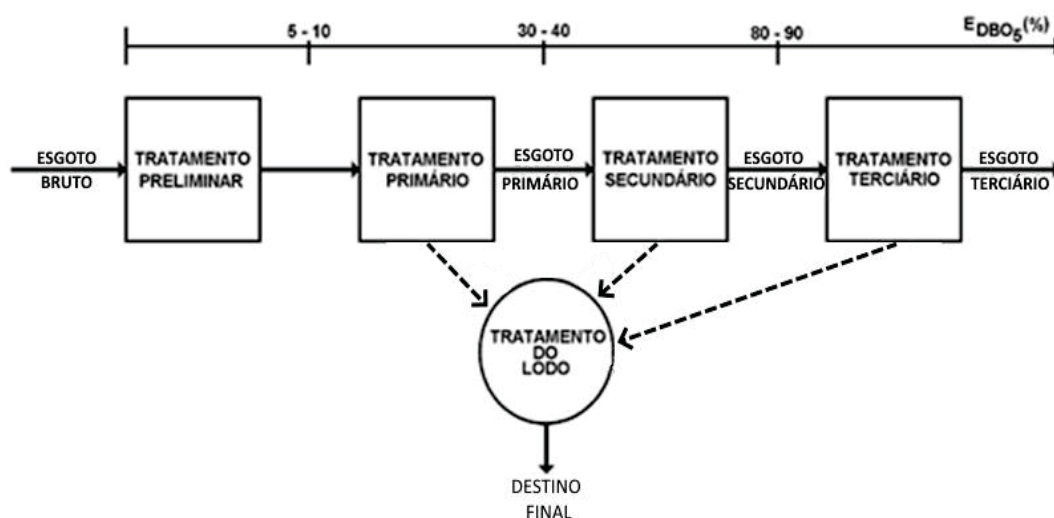
FONTE: Adaptado de HENZE *et al.* (2008) e METCALF; EDDY (2016)

2.2 TRATAMENTO DE ESGOTO

2.2.1 Níveis de Tratamento

O tratamento de esgotos pode ser dividido basicamente nas seguintes etapas: tratamento preliminar, tratamento primário, tratamento secundário e tratamento terciário. Ao resíduo sólido dos tratamentos primário e secundário que geram lodo deve ser realizado o condicionamento e tratamento do lodo. Um desenho esquemático desta configuração está apresentado na FIGURA 1. Além da geração de lodo como subproduto, outros que por muito tempo foram ignorados também precisam de destinação correta, como a espuma e as emissões atmosféricas, porém não foram representados na FIGURA 1.

FIGURA 1 - FLUXOGRAMA TÍPICO DE UMA ETE COMPLETA



FONTE: Adaptado de AISSE (2000)

O tratamento preliminar tem como objetivos a remoção de sólidos grosseiros, gorduras e areia. Para isso, são utilizados mecanismos físicos, como peneiramento e sedimentação. Além desses mecanismos, usualmente também é acoplado um dispositivo para medição de vazão, por exemplo, a Calha Parshall (VON SPERLING, 1996; JORDÃO; PESSÔA, 2011). A função desta etapa é remover as partículas que poderiam causar problemas operacionais ou de manutenção aos processos

posteriores (METCALF; EDDY, 2016). Na TABELA 4 está descrito o espaçamento ou abertura das unidades de gradeamento citadas anteriormente.

TABELA 4 – CARACTERÍSTICAS DOS PRINCIPAIS DISPOSITIVOS UTILIZADOS NO GRADEAMENTO

Dispositivo	Espaçamento ou abertura
Grade grossa	Espaçamento de 40 a 100 mm
Grade média	Espaçamento de 20 a 40 mm
Grade fina	Espaçamento de 10 a 20 mm
Peneira	Abertura de 0,25 a 10 mm

FONTE: Adaptado de ABNT (2011)

Após essa etapa, o efluente é encaminhado para o tratamento primário. Este tem como objetivo a remoção de sólidos sedimentáveis e sólidos flutuantes. A remoção dos sólidos nesta etapa diminui a DBO que chegará ao tratamento secundário (VON SPERLING, 1996). A eficiência esperada de um decantador primário é de 50% a 70% na remoção de sólidos suspensos e de 25% a 40% na remoção da DBO. Também existe mais uma subdivisão (tecnologia) denominada tratamento primário avançado. Neste nível ocorre a remoção melhorada de sólidos suspensos e matéria orgânica do esgoto por meio de compostos químicos ou filtração (METCALF; EDDY, 2016). Algumas configurações de estações de tratamento não possuem tratamento primário, nas quais o esgoto passa do tratamento preliminar para o tratamento secundário.

As grades finas também podem ser aplicadas como substitutas de decantadores primários. (METCALF; EDDY, 2016). Outra opção para a remoção de sólidos muito finos ou fibrosos são as peneiras (JORDÃO; PESSÔA, 2011).

Então, o esgoto segue para o tratamento secundário, que tem como objetivo principal a remoção da matéria orgânica carbonácea. Os mecanismos dessa etapa são projetados para que sejam acelerados os processos de degradação que ocorrem nos corpos receptores. A diferença das etapas anteriores é a inclusão de uma etapa biológica, na qual as reações bioquímicas são realizadas por microrganismos. Esses organismos se reproduzem e têm sua massa total aumentada em função da matéria degradada (VON SPERLING, 1996; CAMPOS *et al.*, 1999).

O tratamento terciário é caracterizado por processos de remoção de organismos patogênicos, nutrientes e sólidos suspensos residuais que permanecem

após o tratamento secundário. Algumas justificativas para a adoção desse tratamento são fazer com que o efluente tenha características que o tornem mais propenso a desinfecção eficiente, assim como a remoção de nutrientes e componentes orgânicos e inorgânicos, que poderiam causar eutrofização em corpos receptores e dificuldades para atingir padrões de lançamento, este último com objetivo de reuso potável indireto e industrial, entre outros. Alguns exemplos são filtração final, absorção por carvão e membranas, coagulação, floculação, decantação e processos oxidativos avançados (MANCUSO; SANTOS, 2003; METCALF; EDDY, 2004; JORDÃO; PESSÔA, 2011; METCALF; EDDY, 2016).

Por fim, o tratamento de efluentes gera subprodutos sólidos, além do lodo e espuma, e os subprodutos gasosos, como o biogás e emissões fugitivas. Com relação ao lodo, para um mesmo efluente o volume produzido em um processo anaeróbio é 30% menor do que em um processo aeróbio (CAMPOS *et al.*, 1999). Este lodo vai requerer um conjunto de operações específicas como, adensamento, estabilização, remoção de umidade, redução térmica e disposição final (JORDÃO; PESSÔA, 2011). Para a espuma podem ser aplicados os mesmos procedimentos adotados para o lodo de esgoto após retirada periódica dos reatores (ROSS, 2015).

Para o biogás, uma parte é coletada no compartimento de digestão de reatores UASB, para posterior combustão em queimadores, que não garantem 100% de eficiência na destruição do metano. Por sua vez, as emissões fugitivas podem ocorrer em elevatórias de esgoto, etapas de tratamento preliminar, vazamento nos separadores trifásicos de reatores UASB, sistemas ineficientes para remoção da espuma, entrada excessiva de água pluvial na rede coletora de esgoto e emissões fugitivas de metano dissolvido no efluente (BRANDT *et al.*, 2018; POSSETTI *et al.*, 2018).

Seghezzo *et al.* (1998) defendem que o tratamento de esgotos é uma ferramenta importante para diminuir, ou até mesmo eliminar, alguns aspectos negativos da urbanização. Esses pesquisadores acreditam na adoção de tratamentos projetados com critérios de simplicidade, eficiência, baixo consumo energético, com previsão para o reuso da água e outros subprodutos, além da diminuição do uso de equipamentos sofisticados.

2.2.2 Tratamento Secundário (Processos Biológicos)

Os processos de tratamento podem ser classificados em físicos, químicos e biológicos. A última categoria pode ser dividida em tratamento aeróbio e anaeróbio, que são as tecnologias mais usadas em grande parte das estações de tratamento de esgotos (LEITÃO *et al.*, 2006). O tratamento biológico é usado para remover substâncias orgânicas biodegradáveis, coloidais ou dissolvidas encontradas no esgoto. Também pode ser utilizado para remover nitrogênio e fósforo de efluentes (METCALF; EDDY, 2016). Nesta revisão serão abordados os biológicos, especialmente os sistemas anaeróbios e aeróbios.

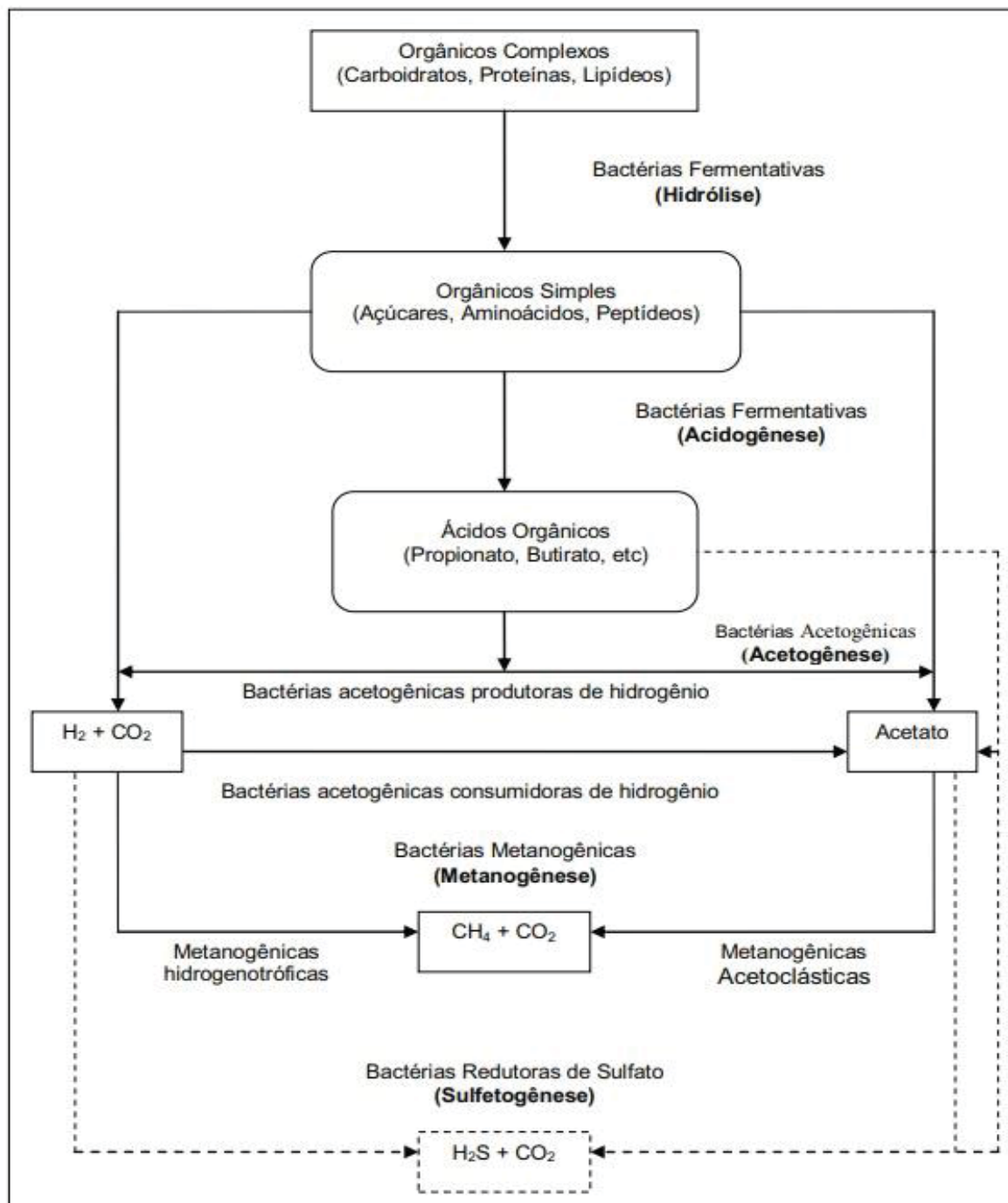
2.2.2.1 Tratamento anaeróbio

O tratamento anaeróbio tem aplicação em diversas escalas e para variados substratos. A digestão anaeróbia envolve uma cadeia alimentar complexa, na qual a matéria orgânica passa por várias transformações. É dividida em etapas, sendo elas a hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese. Os últimos estágios da transformação chegam nos seguintes produtos finais: metano (CH_4), dióxido de carbono (CO_2), amônio (NH_3), sulfeto de hidrogênio (H_2S) e água (H_2O) (HENZE *et al.*, 2008).

Na hidrólise substâncias complexas são transformadas em materiais mais simples, que podem passar pela parede celular e membranas de bactérias fermentativas. Essa etapa é lenta e vários fatores como pH do meio e temperatura operacional do reator, entre outros, podem afetar esta etapa (CHERNICHARO, 2007; HENZE *et al.*, 2008).

Na etapa seguinte, a acidogênese, açúcares, aminoácidos e ácidos graxos resultantes da etapa anterior são transformados em compostos mais simples, que são então excretados. Entre eles estão os ácidos graxos voláteis, álcoois, ácido láctico, dióxido de carbono e hidrogênio (CHERNICHARO, 2007; HENZE *et al.*, 2008). Devido ao fato desta etapa ser a mais rápida da digestão anaeróbia, pode ocorrer queda de pH nos reatores, principalmente quando ocorre aumento repentino na carga orgânica aplicada ou entrada de compostos tóxicos (HENZE *et al.*, 2008). As etapas envolvidas na digestão anaeróbia podem ser observadas na FIGURA 2.

FIGURA 2 – SEQUÊNCIAS METABÓLICAS E GRUPOS MICROBIANOS ENVOLVIDOS NA DIGESTÃO ANAERÓBIA



NOTA: Atualmente as Bactérias Metanogênicas são denominadas de Arqueas Metanogênicas

FONTE: Adaptado de CHERNICHARO (2007)

Na acetogênese ocorre a conversão de produtos formados na etapa anterior em substratos para a produção de metano. Esses compostos são: acetato, hidrogênio e dióxido de carbono. Nesta fase cerca de 70% da DQO digerida é transformada em ácido acético (CAMPOS *et al.*, 1999).

Por fim, na metanogênese ocorre a produção de metano. Arqueas acetotróficas utilizam o acetato na conversão, enquanto as arqueas hidrogenotróficas usam o hidrogênio como doador de elétrons e do dióxido de carbono como aceptor de elétrons. A velocidade de transformação nessa etapa é limitada pelas arqueas acetotróficas. Cerca de 70% do metano produzido tem origem no acetato (CAMPOS *et al.*, 1999; HENZE *et al.*, 2008).

Como a digestão anaeróbia fornece pouca energia a esses seres vivos, seu crescimento é lento e apenas uma pequena parte é transformada em novas células. A maior parte da matéria degradada é transformada em metano (MCCARTY, 1964).

O tratamento anaeróbio de esgoto sanitário tem os seguintes benefícios: baixa produção de lodo; lodo produzido é estabilizado e pode ser facilmente desaguado; baixa necessidade de nutrientes; baixo consumo energético; possibilidade de utilização de metano como fonte de energia. Por outro lado, também apresenta algumas desvantagens, como a necessidade de temperaturas mais altas para melhor operação; digestão anaeróbia é sensível, principalmente a compostos tóxicos; precisa de longos períodos para iniciar o processo, devido ao crescimento lento das bactérias anaeróbias e é necessário pós-tratamento antes do lançamento do efluente nos corpos receptores (MCCARTY, 1964; LETTINGA *et al.*, 1980).

Segundo McCarty (1964) existem dois indicadores para tratamento anaeróbio não balanceado: a concentração de ácidos voláteis e a diminuição de pH. Com relação ao primeiro indicador, as arqueas metanogênicas são as responsáveis pela degradação desse composto. Quando a concentração desse ácido aumenta, pode ser indicativo de que algum fator está prejudicando o crescimento desses organismos. Já o segundo fator ocorre geralmente quando existe uma concentração alta de ácidos voláteis. Geralmente o pH não diminui até que a digestão seja seriamente afetada. Outra razão para o desbalanceamento do sistema pode ser o número reduzido de arqueas metanogênicas na partida do sistema.

Fatores que devem ser observados no tratamento anaeróbio são a concentração da matéria orgânica biodegradável, com a utilização do ensaio da DBO; a alcalinidade - que tem influência no pH; o pH que deve estar próximo da neutralidade para garantir a eficiência do tratamento; a concentração de nutrientes como nitrogênio e fósforo, utilizados pelos organismos responsáveis pelo tratamento para seu crescimento, e por fim, a temperatura e a concentração de materiais tóxicos que podem prejudicar o sistema (MCCARTY, 1964).

2.2.2.2 Tratamento aeróbio

O tratamento aeróbio é caracterizado pela mistura do esgoto com uma grande quantidade de microrganismos e ar e tem como exemplo o processo de lodos ativados. Este é um processo de crescimento suspenso por manter em suspensão líquida os organismos responsáveis pelo tratamento (METCALF; EDDY, 2016). A agitação mecânica mantém os flocos de lodo em suspensão e também fornece oxigênio para a oxidação de material orgânico (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999). Essas condições proporcionam muita energia de oxidação para esses organismos, o que favorece o rápido crescimento, pois uma parte da matéria orgânica é convertida em novas células. Porém, como essa matéria orgânica não está estabilizada, isso gera um grande problema na disposição posterior (MCCARTY, 1964).

Entre as vantagens deste sistema podem ser citadas a maior eficiência no tratamento e maior flexibilidade de operação. Por outro lado, as desvantagens incluem maior vigilância na operação e necessidade de completo controle de laboratório, por exemplo (JORDÃO; PESSÔA, 2011).

Para o desempenho do processo de lodos ativados são importantes as reações de remoção de substrato, que ocorrem no tanque de aeração, e a eficiente separação dos sólidos, que ocorre no efluente final. Quantidades elevadas de sólidos voláteis em suspensão no efluente final são indesejáveis e fazem com que este demande mais oxigênio (ALÉM SOBRINHO, 1983).

A capacidade de clarificação dos esgotos domésticos é influenciada pela idade do lodo, características hidráulicas e o nível de oxigênio dissolvido no tanque de aeração (ALÉM SOBRINHO, 1983).

2.2.3 ETE com Reator UASB

2.2.3.1 Conceituação

Reatores anaeróbios são reatores nos quais o oxigênio não participa do tratamento de esgoto, ocorrendo a formação de lodo anaeróbio (biomassa anaeróbia) e tem o metano como um dos subprodutos principais do processamento de matéria orgânica (CAMPOS *et al.*, 1999). Um exemplo muito conhecido de reator anaeróbio é o reator UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*).

O reator UASB foi desenvolvido na Holanda no final da década de 1970 por Lettinga e colaboradores. No reator a distribuição do esgoto ocorre em várias partes do fundo e possui um separador de fases (decantador e defletor de gases) na região superior. Como a construção pode ocorrer em módulos, permite grande liberdade de projeto (CAMPOS *et al.*, 1999). Na busca pela tradução ao português, o reator recebeu várias denominações, como RAFA, DAFA, RAFAALL, RAFAMAL e mais conhecida no estado do Paraná é o RALF (Reator Anaeróbico de Lodo Fluidizado).

Henze *et al.* (2008) descreveram este reator como um tanque no qual o despejo tem fluxo ascensional e flui por um manto de lodo anaeróbico ativo. Este manto é formado por grânulos ou flocos com boa sedimentabilidade e ocupa cerca de metade do volume do reator. Nessa região ocorre o tratamento com a retenção da fase sólida e a conversão da matéria orgânica em lodo e biogás.

Nesses reatores são muito importantes as características hidráulicas ocorridas no seu interior, para que ocorra a mistura adequada, assim promovendo um contato esgoto-biomassa. Pelo fato de os microrganismos possuírem elevada importância nas reações, é fundamental que além do microambiente favorável no interior dos reatores, o alimento esteja disponível para que ocorra a degradação da matéria orgânica (CAMPOS *et al.*, 1999).

Além disso, a retenção dessa biomassa no reator confere um alto tempo de retenção celular. Essa configuração permite que o reator UASB possa acomodar altas cargas orgânicas volumétricas, com tempo de detenção hidráulico curto - algumas horas - dependendo das condições operacionais e das características do esgoto (CAMPOS *et al.*, 1999).

Leitão *et al.* (2006) comentam que, além das características hidráulicas, a qualidade do esgoto afluente também influencia na operação do reator. O reator costuma ter comportamento semelhante quando exposto a alguma mudança abrupta, tanto em questões operacionais quanto de processo, o que significa metanogênese incompleta, acúmulo de ácidos graxos voláteis, queda no pH e na alcalinidade, mudança na produção e composição do biogás e eventualmente alta “lavagem” do lodo.

Algumas vantagens da utilização de reatores UASB são a simplicidade, tanto na construção quanto na operação, a baixa necessidade de espaço para construção, baixo consumo de energia elétrica, baixa produção de lodo – quando comparado com processos aeróbios – além do lodo já estar estabilizado no final do processo e ser

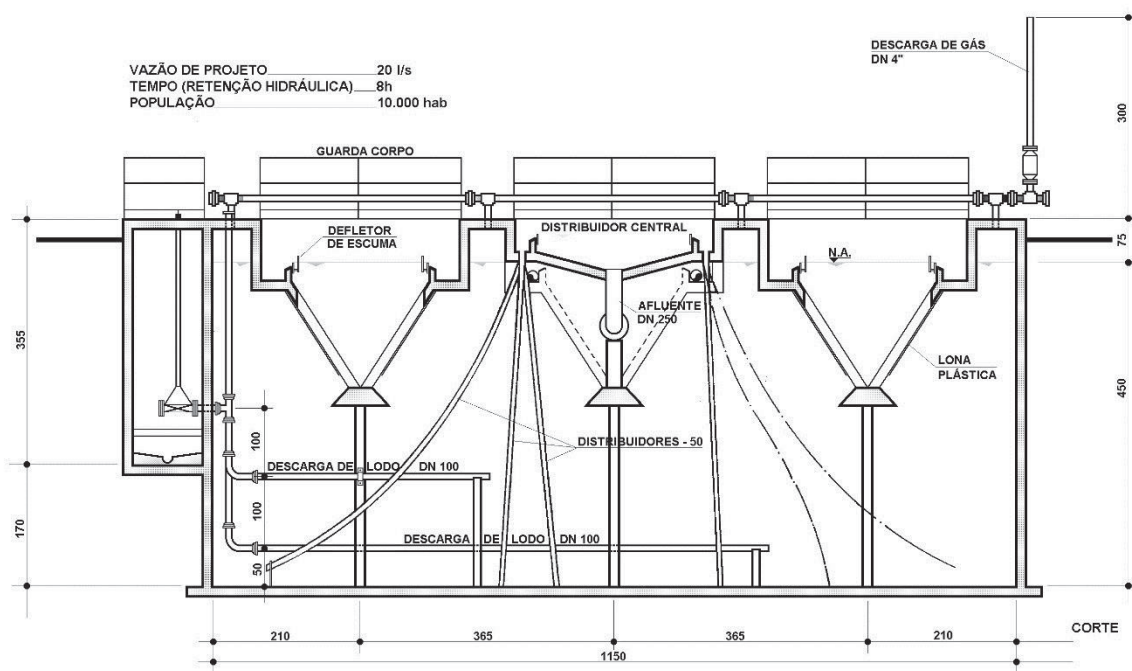
facilmente desaguado, essa solução é menos dependente de tecnologias importadas, é possível de aplicação em sistemas descentralizados e é possível utilizar o metano produzido no processo como fonte de energia (SEGHEZZO *et al.*, 1998; CHERNICHARO, 2006; FORESTI; ZAIAT; VALLERO, 2006; HENZE *et al.*, 2008; VAN LIER *et al.*, 2010). Na FIGURA 3 é possível observar o desenho em perfil de um reator UASB.

Também é necessário que o reator UASB tenha distribuição uniforme e adequada do efluente no fundo, evitando zonas mortas, curtos-circuitos hidráulicos, caminhos preferenciais, situações que podem levar a problemas de mau contato biomassa-esgoto (CAMPOS *et al.*, 1999).

Algumas desvantagens dos reatores UASB são a possibilidade de emissão de maus odores, a possibilidade de corrosão das estruturas de concreto, próximo ao nível de líquido, e a baixa remoção de patógenos. Também por possuir limitações na remoção de carga orgânica, requer pós-tratamento para atingir os limites de descarga em corpos d'água (SEGHEZZO *et al.*, 1998; CAMPOS *et al.*, 1999; ALÉM SOBRINHO; JORDÃO, 2001; HENZE *et al.*, 2008).

Além desses parâmetros é muito importante destacar o funcionamento adequado das unidades preliminares como gradeamento e desarenador para o bom desempenho do reator biológico (VAN LIER, 2010; ABNT, 2011).

FIGURA 3 – PERFIL DE UM REATOR ANAERÓBIO TIPO UASB



NOTA: PROJETO DE LUIS CÉSAR BARÉA

FONTE: AISSE (2000)

Na TABELA 5 foram apresentados resultados de alguns estudos relativos ao desempenho de reatores UASB no Brasil em escala plena.

TABELA 5 - RESUMO DOS TRABALHOS RELACIONADOS À PERFORMANCE DE REATORES TIPO UASB TRATANDO ESGOTOS SANITÁRIOS EM ESCALA PLENA

Concentração no afluente (mg/L)			Eficiência de remoção (%)			População equivalente (hab)	Referências
DQO	DBO	SST	DQO	DBO	SST		
453	310	209	67	86	69	45	Aisse (2002)
237	64	127	60	69	62	3.808	Busato (2004)
181	75	127	64	74	51	24.719	Baréa; Além Sobrinho (2006)
362	210	174	68	85	73	182.000	Ramos (2009)
190	70	60	60	65	61	1.000.000	Chernicharo <i>et al.</i> (2009)
170	66	75	58	68	56	544.000	Franco (2010)
251	98	85	65	74	71	24.000	Oliveira; Von Sperling (2011)
114	38	132	79	84	59	70.000	Rosa <i>et al.</i> (2012)
283	-	132	58	-	49	3.047	Silva <i>et al.</i> (2013)
267	-	82	57	-	58	200.000	Duarte <i>et al.</i> (2017)

FONTE: BAETTKER (2019)

Como pode ser observado na TABELA 5, os valores de eficiência em termos de DQO variam entre 57% a 68%. Essa variação é um indicativo de que o sucesso na operação de um sistema com reatores UASB depende de operação adequada ao longo de todas as fases da ETE (partida e operação) (BAETTKER, 2019).

Uma questão que merece atenção dos gestores de processos de tratamento de esgoto é a disposição final do lodo, que representa um custo elevado na operação das ETEs. A utilização de reator anaeróbio seguido de pós-tratamento permite que grande parte da DQO seja convertida em biogás com baixa produção de lodo (WAN *et al.*, 2016).

2.2.3.2 *Start-up* de Reatores UASB

O início de operação (*start-up*) de um reator tipo UASB ocorre mais rapidamente quando o lodo do inóculo está adaptado ao efluente a ser tratado. Quando não é possível realizar a inoculação, um reator pode demorar de dois a seis meses para operar de maneira satisfatória (ZEEUW; LETTINGA, 1983). Lettinga (1993) relata que um reator UASB tratando esgoto doméstico pode iniciar a operação sem inoculação, com a carga de projeto prevista, com tempo de detenção hidráulico de cerca de 6 horas, após decorrido um período de 6 a 12 semanas.

Chernicharo *et al.* (2009) realizaram testes com inóculos de reatores UASB para três condições de partida de reatores: sem inóculo, e com aplicação de carga de lodo de 0,75 e 0,25 kgSVT/d. Esses pesquisadores observaram que não ocorreu diferença significativa nos resultados dos três reatores com relação à concentração de SST no efluente, ficando as concentrações médias abaixo de 60 mgSST/L no período de partida. Foi concluído que é possível iniciar a operação de um reator sem inóculo ou com pouca quantidade. O benefício da utilização do inóculo está no fato de que a qualidade do efluente fica melhor mais rápido do que nos reatores iniciaram a operação sem inóculo.

Alguns fatores são muito importantes quando ocorre a escolha de um lodo utilizado na inoculação de um reator anaeróbio, como os valores do ensaio de AME, as condições ambientais nas quais ocorreu o desenvolvimento do mesmo, os teores de ST e SVT e o tipo de matéria inerte que possa estar presente (HUSHOFF POL *et al.*, 1983). A TABELA 6 apresenta alguns resultados de ensaio de AME obtidos em pesquisas em ETEs na região de Curitiba.

TABELA 6 – RESULTADO DO ENSAIO DE AME EM ESTAÇÕES DE TRATAMENTO DE ESGOTO COM REATORES TIPO UASB DA REGIÃO DE CURITIBA (PR)

Lodo (ETE)	AME (gDQO _{CH4} .gSTV ⁻¹ .d ⁻¹)		
	Média	Desvio padrão	Data
Padilha	0,773	0,023	nov/18
Atuba velho (RALF 16)	0,544	0,015	nov/18
Atuba novo (RALF 17)	1,091	0,512	nov/18
Atuba velho (RALF 3)	0,746	--- (*)	nov/18
Atuba novo (RALF 21)	0,476	--- (*)	nov/18

FONTE: BAETTKER, BARÉA e AISSE (2019)

2.2.3.3 Tratamento Preliminar a montante de reatores anaeróbios

O tratamento preliminar pode influenciar nos seguintes aspectos em ETEs com reatores UASB: prevenção de obstruções em estruturas de distribuição de vazão e calhas coletoras de efluentes; diminuição da deposição de areia no fundo de reatores UASB; auxílio no processo de gerenciamento de lodo, por possibilitar a obtenção de sólido com maior qualidade estética (com menor quantidade de detritos e areia); facilitação do gerenciamento da espuma, por diminuir a quantidade de materiais que poderiam flotar no interior do reator e acumular na parte superior do separador de fases e também na diminuição de problemas relacionados ao processamento mecanizado de lodo e espuma (RIBEIRO *et al.*, 2018).

A NBR 12.209/2011 (ABNT, 2011) recomenda para o sistema de tratamento preliminar de ETEs com vazão máxima de 100 L/s a utilização de dispositivos com aberturas inferiores a 12 mm. Muitas estações desse porte utilizam duas grades finas de limpeza manual em sequência, com espaçamento entre as barras de 20 e 10 mm, respectivamente (RIBEIRO *et al.*, 2018).

Outra alternativa adotada em conjunto ao gradeamento são as peneiras. Borges (2014) comenta que peneiras com pequenos espaçamentos podem ser usadas para remover os sólidos mais finos, complementando o gradeamento. Estes equipamentos podem ser classificados em estáticos ou móveis e possuem aberturas de 0,25 a 6 mm. Os modelos estáticos são projetados para realizar a autolimpeza. Possuem baixo custo de operação e manutenção, por não possuírem peças móveis ou necessitarem de energia para seu funcionamento. A retenção do material ocorre pelo efeito do fluxo durante o processo de peneiramento. Por sua vez, as peneiras

rotativas possuem cilindros giratórios, pelos quais o esgoto passa e ocorre a retenção do material desejado (BORGES, 2014).

Ribeiro *et al.* (2018) recomendam, a partir de experiências operacionais, a utilização de peneiras estáticas (com abertura de malha de 3 a 5 mm) após o gradeamento para ETE com vazão máxima de 100 L/s, para prevenir as obstruções nas linhas de alimentação de reatores UASB e também nas calhas coletoras de efluente tratado.

A influência de peneiramento forçado como pré-tratamento do esgoto bruto foi avaliada por Teixeira e Chernicharo (2009). Os pesquisadores utilizaram um equipamento com abertura de malha de 1 mm, inserido na tubulação de recalque. Observou-se que ocorreu diminuição do tamanho das partículas afluentes ao tratamento sem a ocorrência de redução ou retenção das concentrações de DQO_{total}.

2.2.3.4 Parâmetros de Projeto

A seguir estão apresentados alguns parâmetros de projeto dos reatores UASB, como tempo de detenção hidráulica (TDH), carga orgânica volumétrica (COV) e velocidade ascensional (V_{asc}).

O tempo de detenção hidráulica é definido pelo quociente entre o volume do reator pela vazão.

$$TDH = \frac{V}{Q} \quad (1)$$

Em que: TDH: tempo de detenção hidráulica (h)

V: volume total do reator (m³)

Q: vazão (m³/h)

A NBR 12.209 (ABNT, 2011) preconiza TDH em função da temperatura do esgoto. Esses valores podem ser observados na TABELA 7.

TABELA 7 - TEMPOS DE DETENÇÃO HIDRÁULICA (TDH) RECOMENDADOS PELA NBR 12.209/2011

TDH (h)	Temperatura do esgoto
6	> 25°C
7	entre 22°C a 25°C
8	entre 18°C a 21°C
10	entre 15°C a 17°C

FONTE: ABNT (2011)

A COV é definida como a quantidade de matéria orgânica aplicada diariamente ao reator por unidade de volume (CAMPOS *et al.*, 1999).

$$COV = \frac{Q \times S}{V} \quad (2)$$

Em que: COV: carga orgânica volumétrica (kg DQO/m³.d)

Q: vazão (m³/h)

S: concentração de substrato afluente (kg DQO/m³.d)

V: volume total do reator (m³)

Geralmente o esgoto doméstico apresenta baixa concentração de matéria orgânica, menor que 1.000 mg DQO/L, o que resulta em carga orgânica volumétrica com valores entre 2 a 3,5 kg DQO/ m³.d (CHERNICHARO *et al.*, 2015).

Outro parâmetro importante, a velocidade ascensional, é calculada a partir da relação entre a vazão afluente e a seção transversal do reator.

$$V_{asc} = \frac{Q}{A} \quad (3)$$

Em que: V_{asc} : velocidade ascensional (m/h)

Q: vazão (m³/h)

A: área da seção transversal do reator (m²)

Segundo a NBR 12.209 (ABNT, 2011), a velocidade ascensional no compartimento de digestão do reator deve ser igual ou inferior a 0,7 m/h para vazão média e inferior a 1,2 m/h para vazão máxima. Velocidades ascensionais acima desses valores podem prejudicar o processo, por favorecer a perda de lodo (*wash out*). Na partida do reator também pode ocorrer perda de lodo, devido à inoculação de lodo não adaptado (HENZE *et al.*, 2008)

Outro critério estabelecido pela NBR 12.209 (ABNT, 2011) é a profundidade útil dos reatores, que deve estar entre 4 a 6 m. Esta norma também estabelece a profundidade mínima do compartimento de digestão, com valor de 2,5 m.

A distribuição do esgoto nos reatores também tem alguns critérios definidos pela NBR 12.209 (ABNT, 2011). Dentre eles podem ser citados o diâmetro mínimo dos tubos de distribuição de esgoto – 75 mm; a área máxima de cada ponto de descarga de esgoto deve ser no máximo de 3 m² e o sistema deve impedir o arraste de ar para o interior do reator. Chernicharo *et al.* (2015) recomendam o diâmetro mínimo de 100 mm para os tubos de distribuição de esgoto, em alturas diferentes, próximo ao fundo do reator e entre 0,8 m a 1,3m do fundo da estrutura.

Outro elemento importante no projeto de um reator tipo UASB é o separador trifásico ou de fases. Este dispositivo tem como função manter o lodo anaeróbio no reator, permitindo assim elevados tempos de retenção de sólidos. Isso acontece com a separação do gás do restante do conteúdo (CHERNICHARO, 2007). Também deve possibilitar o desenvolvimento de uma interface líquido-gás que permita a liberação do gás para o gasômetro. Além disso, faz com que partículas que se desprendam do manto de lodo retornem para a câmara de digestão (RIBEIRO *et al.*, 2019).

Camargo (2016) estudou um reator UASB sem separador trifásico, tratando esgoto sanitário. Analisando o comportamento do reator para quatro TDHs – 16, 12, 10 e 8 horas. Para os dois primeiros tempos de detenção os valores médios de remoção de DQO foram próximos aos de reatores convencionais. Já com relação ao teor de sólidos não foi observada grande perda no efluente final, com exceção de algumas amostras. No manto de lodo observou-se diminuição do teor de sólidos ao longo da altura do reator, o que foi atribuído ao arraste de sólidos com o efluente. Esse comportamento se intensificou para os dois últimos TDHs.

Variações na carga hidráulica prejudicam o manto de lodo, fazendo com que ocorra sua expansão devido a um novo equilíbrio entre a velocidade ascensional e a velocidade de decantação do lodo. Decorrente da variação é esperada uma maior concentração de sólidos suspensos no efluente devido ao arraste da biomassa mais leve, a diminuição da capacidade de filtração em velocidades ascensionais mais altas e a desagregação dos grânulos devido a forças de cisalhamento (LEITÃO *et al.*, 2006).

2.2.3.5 Lodo

Uma definição importante para a operação de um reator anaeróbio é a frequência de descarte do lodo. A descarga de lodo junto com o efluente acontecerá quando o reator não tiver mais capacidade de armazenamento. Isso poderá afetar a qualidade do efluente ao aumentar a concentração de matéria orgânica e de sólidos em suspensão. Para evitar o prejuízo na qualidade do efluente pode-se realizar a descarga programada do lodo em excesso, o que evitaria a descarga involuntária (VAN HAANDEL *et al.*, 1999). É recomendada a existência de no mínimo um ponto de descarga de lodo a cada 100 m² de área de fundo (CHERNICHARO *et al.*, 2015).

Van Haandel *et al.* (1999) sugerem um procedimento para as descargas de lodo em excesso. Este consiste em estabelecer as massas de lodo acumuladas no reator, com TDH usual e sem descargas de lodo; a seguir deve ser estabelecida a descarga máxima que pode ser aplicada sem prejuízo da qualidade – é sugerido que seja estimado que o lodo remanescente, com atividade metanogênica provável de 0,3 a 0,4 gDQO/ gSSV.d, continue com capacidade de digestão da carga orgânica afluente. A partir das duas determinações anteriores deve ser estabelecida a faixa de massa que deve ser mantida no reator, então obter experimentalmente a taxa de produção do lodo e a taxa de acumulação de lodo no reator (quando ainda não está cheio). Então, por fim, poderá ser calculado o período entre as descargas, realizadas como o resultado das diferenças entre a massa mínima e máxima do reator e a taxa de acumulação do lodo.

2.2.3.6 Biogás

O biogás é um produto da digestão anaeróbia da matéria orgânica. É composto por metano (70% – 81%), nitrogênio (10% – 25%) e dióxido de carbono (6% - 14%). Também pode possuir pequenas parcelas de outros gases, como o hidrogênio (0% - 3%) e sulfeto de hidrogênio (233 ppm a 2470 ppm) (NOYOLA; MORGAN-SAGASTUME; LÓPEZ-HERNÁNDEZ, 2006; BRASIL, 2017b).

A composição do biogás é resultado da matéria orgânica que será digerida, das condições físico-químicas - como pH, alcalinidade e temperatura – e da presença de ânions como sulfatos e nitratos (NOYOLA, MORGAN-SAGASTUME e LÓPEZ-HERNÁNDEZ, 2006).

Pelo fato de o biogás possuir um alto índice de metano, essa energia química pode ser convertida em energia mecânica, térmica ou elétrica, para por exemplo,

acionar bombas e equipamentos elétricos e higienização e secagem do lodo e escumas descartados. Porém existem limitações a este aproveitamento, relacionadas às perdas por vazamentos e variações na quantidade e composição do biogás produzido (POSSETTI *et al.*, 2018).

Como muitas vezes não se tem acesso aos dados de medição de biogás, podem ser utilizados modelos matemáticos de estimativas. Dentre os modelos existentes, um que tem grande utilização é o proposto por Lobato, Chernicharo e Souza (2012). As faixas das relações unitárias obtidas a partir do modelo proposto podem ser observadas na TABELA 8.

TABELA 8 – BIOGÁS ORIUNDO DE REATOR UASB TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO: RELAÇÕES UNITÁRIAS DE PRODUÇÃO DE METANO, BIOGÁS E ENERGIA

Relação Unitária	Unidade	Cenário Conservador	Cenário Típico	Cenário Otimista
Volume unitário de CH ₄ produzido	NL/hab.dia	6,8	10,2	13,7
	NL/m ³ esgoto	42,2	64,2	81,3
Volume unitário de biogás produzido	NL/hab.dia	9,8	13,6	17,1
	NL/m ³ esgoto	60,3	85,6	101,6
Potencial energético unitário	MJ/m ³ esgoto	1,5	2,3	2,9
	MJ/Nm ³ biogás	25,1	26,9	28,7
	MJ/hab.dia	89,7	133,8	179,3

FONTE: LOBATO, CHERNICHARO e SOUZA (2012)

a) Lavagem de gases

Existem várias alternativas para o tratamento do biogás, com objetivo de eliminar odores e reduzir compostos poluentes. Entre as possibilidades podem ser citadas a absorção química (*scrubber*), oxidação térmica, oxidação biológica e micro aeração (CAMPOS *et al.*, 1999).

A absorção química se dá por meio de lavadores. Eles funcionam como chuveiros com gotas pequenas de uma solução que passam no sentido contrário ao gás que se deseja limpar. Esses dispositivos tem boa eficiência na remoção de particulados e gases (CAMPOS *et al.*, 1999).

Um exemplo oxidação biológica é uma torre de contato gás-líquido instalada junto a um tanque de aeração. Nesta estrutura o líquido misto do tanque de aeração realiza a lavagem do gás. O lodo efluente desta torre contendo sulfeto volta ao tanque

de aeração, local onde ocorre a oxidação desta substância a sulfato por bactérias oxidadoras de enxofre (NISHIMURA; YODA, 1997).

O processo de oxidação térmica remove odores por meio da combustão. Um exemplo de dispositivo de chama direta muito utilizado é o *flare* que é descrito por Campos *et al.* (1999, p.263) como “um tubo vertical aberto com chama piloto mantida acesa na sua extremidade”. Esse equipamento pode operar com grandes variações na vazão de gás.

A micro aeração também tem sido estudada como forma de redução da concentração de sulfetos no efluente do reator UASB e no biogás. O ar atmosférico, na forma de microbolhas é introduzido no topo do manto de lodo, próximo do separador trifásico, apresentando resultados de H_2S próximos a 9 ppm, no biogás (BARBOSA *et al.*, 2019).

2.2.3.7 Escuma

Outro subproduto do tratamento anaeróbio é a espuma, definida como uma camada de material flutuante, composta por material particulado menos denso (ROSS, 2015). Em reatores tipo UASB a formação deste subproduto pode ocorrer na superfície do compartimento de decantação ou no interior do separador trifásico (LOBATO *et al.*, 2018).

Ross *et al.* (2013) observaram que a formação de espuma em maior quantidade está associada à problemas no tratamento preliminar. Alguns problemas relacionados com sua formação são: pode causar bloqueio de parte do efluente, o que faz com que o efluente do reator possa não estar balanceado; frequentemente é associada à problema de odores, criação de vetores e de aparência desagradável, e por fim, pode causar prejuízo na coleta e remoção do gás produzido (VAN LIER, 2010).

Em estudo de Ross *et al.* (2013) foi relatado que a remoção de espuma de reatores tipo UASB aumenta a eficiência do tratamento além de melhorar a aparência da superfície do mesmo. A espuma deve ser removida periodicamente do reator e deve receber tratamento e disposição final adequados.

2.2.4 ETE com Lodos Ativados

2.2.4.1 Conceituação

O processo de lodos ativados é utilizado para tratar esgotos industriais e domésticos. Foi desenvolvido na Inglaterra em 1914 e é considerado o sistema biológico mais versátil para tratamento de águas residuárias (ALÉM SOBRINHO, 1983; AISSE, 2002). Atualmente é o processo mais utilizado para tratamento secundário de efluente doméstico (HREIZ; LATIFI; ROCHE, 2015).

Este sistema compreende o regime de fluxo, tamanho, forma, número e configurações de reatores, fluxos de recirculação de lodo. O sistema é influenciado pelas condições ambientais - comportamento dos organismos e características físicas (HENZE *et al.*, 2008).

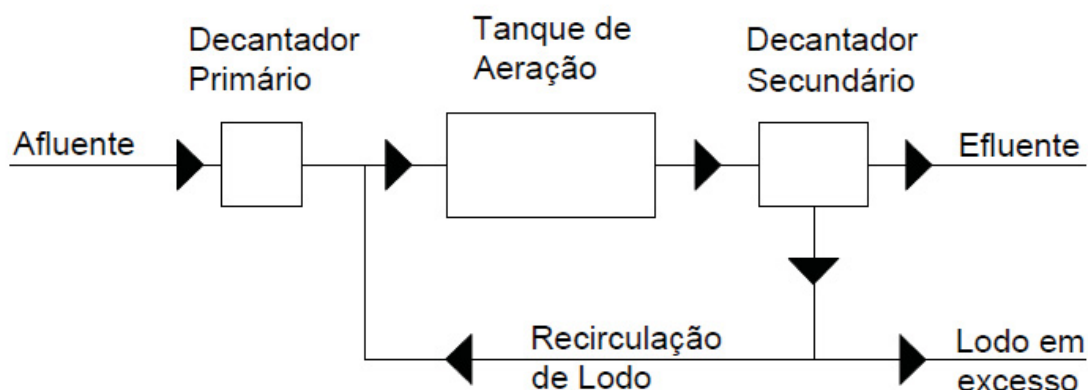
O sistema é caracterizado por uma massa biológica que cresce e flocula em presença de oxigênio. Também é continuamente circulada e mantida em contato com a matéria orgânica do esgoto afluente. Esse processo ocorre em um tanque de aeração. O oxigênio normalmente vem de ar injetado por algum equipamento, como difusores dentro da mistura lodo-líquido ou por aeradores mecânicos de superfície (ALÉM SOBRINHO, 1983; AISSE, 2002).

É utilizada aeração mecânica para introduzir a turbulência necessária para manter os flocos em suspensão, mantê-los em contato com a matéria orgânica e também fornecer o oxigênio necessário para os microrganismos (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994; VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2007). Essa unidade de aeração é seguida por uma unidade de separação dos sólidos, o decantador (ALÉM SOBRINHO, 1983; AISSE, 2002).

No decantador, os flocos biológicos são removidos do efluente. Uma parte dessa massa retorna ao tanque de aeração, por meio de bombeamento, o que é chamado de lodo de retorno. Ao ocorrer a mistura desse lodo com o afluente do tanque de aeração forma-se o “líquor”. Com isso busca-se manter adequada a relação entre a matéria orgânica e microrganismos, o que acelera o processo de estabilização da matéria orgânica (AISSE, 2002; HREIZ; LATIFI; ROCHE, 2015).

Na FIGURA 4 pode-se observar um fluxograma típico de sistema de lodos ativados convencional.

FIGURA 4 – FLUXOGRAMA DE SISTEMA DE LODOS ATIVADOS



FONTE: adaptado de JORDÃO; PÊSSOA (2011)

Quando a relação alimento/microrganismo (A/M) tem valores altos, a remoção de substrato orgânico é elevada e o crescimento dos microrganismos também ocorre na taxa máxima. Esta é a fase de crescimento logarítmico. Nessas condições, o nível de energia também é alto, o que mantém todos os microrganismos dispersos (ALÉM SOBRINHO, 1983).

Já quando a taxa de crescimento dos microrganismos é limitada pela disponibilidade de alimento, parte deles começa a morrer. Esta é a fase de crescimento a taxa decrescente. Se nesta fase o tanque de aeração for mantido sob constante agitação, ocorrerá a colisão entre eles, e o nível de energia não será suficiente para que permaneçam separados (ALÉM SOBRINHO, 1983).

Por sua vez, na fase endógena as bactérias metabolizam as reservas de alimento de suas células, o que acarreta queda no nível de energia. A taxa de formação dos flocos cresce à medida que diminui o nível de energia (ALÉM SOBRINHO, 1983).

Altas idades de lodo levam a maiores massas de lodo no reator, fazendo com que este tenha maior volume. Para que ocorra a remoção biológica de nutrientes, a idade do lodo deve estar entre 10 a 25 dias, enquanto o tempo de detenção hidráulica deve estar na faixa de 10 a 24 horas (HENZE *et al.*, 2008).

Os fatores que influenciam no desempenho do processo de lodos ativados são: composição do despejo, idade do lodo, fator de carga aplicada ao lodo, TDH e concentração do lodo; temperatura, nível de OD e intensidade de agitação do tanque

de aeração; tipo de reator e projeto e operação do decantador secundário (ALÉM SOBRINHO, 1983).

Pelo fato dos padrões de descarga de efluentes gradativamente estarem mais rígidos, uma consequência é o aumento do consumo de energia elétrica em plantas que usam essa tecnologia. Outra preocupação são os gases de efeito estufa formados durante a conversão de nutrientes, como dióxido de carbono (WAN *et al.*, 2016).

2.2.4.2 Parâmetros de Projeto e Operação

Os principais parâmetros de projeto e operação para o sistema de lodos ativados são idade do lodo e relação A/M (ABNT, 2011). Idade do lodo, ou tempo de retenção celular ou tempo médio de residência celular, é a relação entre a massa de sólidos no sistema e a massa de sólidos retirada do sistema por unidade de tempo. Esse procedimento tem vantagens na operação do sistema quando comparada a operação sem retorno do lodo. Do ponto de vista operacional é o procedimento mais simples e prático (HENZE *et al.*, 2008). Na equação 4 pode ser observada essa relação.

$$Idade\ do\ lodo = \frac{Massa\ de\ lodo\ no\ reator}{Massa\ de\ lodo\ descartada\ por\ dia} \quad (4)$$

Por sua vez, a relação alimento microrganismo, largamente utilizada por projetistas e operadores por estar relacionada com a eficiência do sistema reflete a relação quantidade de alimento ou substrato por unidade de massa de microrganismos (VON SPERLING, 1997). A equação 5 demonstra a relação alimento microrganismo.

$$\frac{A}{M} = \frac{Q \times S_0}{V \times X_v} \quad (5)$$

Em que: Q: vazão afluente(m³/d)
 S₀: concentração de DBO₅ afluente (g/m³)
 V: volume do reator (m³)
 X_v: concentração de Sólidos Suspensos Voláteis (g/m³)

Para controlar a relação A/M é preciso medições regulares da concentração no reator e também de DBO ou DQO. Para os últimos parâmetros, são necessárias várias coletas ao longo do dia, já que esses valores são variáveis (HENZE *et al.*, 2008).

Na TABELA 9 é possível observar os parâmetros de processo, empregados em diversas variáveis do processo de lodos ativados.

TABELA 9 – PARÂMETROS APLICÁVEIS ÀS VARIAÇÕES DOS PROCESSOS DE LODOS ATIVADOS

Processo	Remoção de DBO	Tempo de detenção	SSTA	Idade do lodo	Relação A/M	Carga volumétrica	Qr/Q ⁽²⁾
	%	h	mg/L	dias	kg DBO/ kg SSVTA	kg DBO/ m ³ TA	%
Convencional	85 - 95	4 - 8	1500-4000	4 - 15	0,2 - 0,4	0,3 - 0,6	25 - 50
Aeração decrescente	85 - 95	4 - 8	1500-4000	4 - 15	0,2 - 0,4	0,3 - 0,6	25 - 50
Aeração escalonada	85 - 95	3 - 5	2000-4000	4 - 15	0,2 - 0,4	0,6 - 0,9	25 - 75
Alta capacidade	80 - 90	1 - 2	3000-5000	2 - 4	0,4 - 1,5	1,1 - 3,0	30 - 100
Modificado	60 - 75	1 - 2	500 - 1500	0,5 - 1	1,5 - 5,0	1,5 - 3,0	10 - 30
Aeração Prolongada	90 - 95	16 - 36	3000-6000	20 - 30	0,05 - 0,15	0,05 - 0,4	100 - 300
Mistura completa	85 - 95	3 - 5	3000-6000	4 - 15	0,2 - 0,6	0,8 - 2,0	25 - 100
Estabilização por contato ⁽¹⁾	80 - 90	1 - 2	2000-4000	5 - 15	0,2 - 0,6	1,0 - 1,2	25 - 100
Processo Kraus	85 - 95	4 - 8	2000-3000	5 - 15	0,3 - 0,8	0,6 - 1,6	100 - 500
Processo com nitrificação	90 - 95	6 - 12	3000-6000	10 - 15	0,05 - 0,2	0,15 - 0,5	300 - 100
Valo de Oxidação	85 - 95	36 - 72	3000-6000	30 - 40	0,05 - 0,15	0,2 - 0,3	100
Oxigênio Puro	85 - 95	1 - 3	6000-8000	8 - 20	0,25 - 1,0	1,6 - 4,0	25 - 50

NOTA: (1) 1 a 2h na Aeração da Mistura, 3 – 6h na Aeração do Lodo; SSTA: 2000 – 4000 mg/L no Tanque da Mistura, 4000 - 10000 no Tanque do Lodo. (2) Qr: Vazão de recirculação do lodo.

FONTE: JORDÃO; PESSÔA (2011)

Li, Li e Yu (2011) indicam, a partir das respostas a seus experimentos, que ajustar a relação A/M nas diferentes fases de granulação é uma estratégia para a

partida de um sistema aeróbio. Primeiramente é recomendado um alto valor para a relação A/M o que faria com que os grânulos tivessem sua formação e granulação mais rápida. Depois esse parâmetro poderia ter valor menor, permitindo a formação e estabilização dos grânulos de menor tamanho.

Um dos parâmetros mais utilizados para verificação da capacidade de clarificação dos lodos ativados é o índice volumétrico do lodo (IVL). Segundo Além Sobrinho (1983), “IVL é o volume em milímetros ocupado por uma grama de sólidos em suspensão (peso seco), deixando-se um litro da mistura líquido-sólidos, coletada à saída do tanque de aeração, sedimentar em um cilindro graduado, por um tempo de 30 minutos.” A relação do IVL pode ser observada na equação 6.

$$IVL = \frac{V}{X_a} \quad (6)$$

Em que: IVL: índice volumétrico de lodo (ml/g)

V: volume de lodo sedimentado (ml)

X_a: concentração de SST (g)

Valores abaixo de 100 ml/g significam adensamento mais rápido e maior eficiência do clarificador. Por outro lado, valores acima de 150 ml/g estão associados ao crescimento de organismos filamentosos (METCALF; EDDY, 2004).

O IVL não é necessariamente um parâmetro quantitativo, porque representa apenas um ponto na curva de parâmetros de sedimentabilidade, além de ser dependente da concentração de sólidos em suspensão, sofrer influência da temperatura, do diâmetro e da altura do cilindro utilizado no ensaio. Apesar disso, o IVL fornece uma indicação da possibilidade de melhor ou pior capacidade de separação sólido-líquido (ALÉM SOBRINHO, 1983).

Alguns sistemas de lodos ativados são projetados para que ocorra a nitrificação. Para isso, a razão de recirculação deve ser baixa, o que resulta em maiores tempos de residência do lodo. No entanto, ao adotar esse procedimento, pode ocorrer a flotação do lodo na superfície do decantador secundário, principalmente no verão, época em que as temperaturas do esgoto são mais elevadas (HENZE *et al.*, 2008). Esse problema pode ocorrer mesmo em sistemas que não tem como objetivo a nitrificação. Para resolver essa questão podem ser adotadas duas

práticas: a diminuição da idade do lodo, o que prejudica a remoção de DBO, ou aumentar a vazão de recirculação no sistema (HENZE *et al.*, 2008).

2.2.4.3 Modelos Matemáticos para o dimensionamento do sistema de Lodos Ativados

Neste item será apresentado o equacionamento empregado nos dimensionamentos apresentados no Apêndice 2 desta Dissertação. Foi utilizado o modelo da Cinética de Marais, que considera as diferentes componentes da matéria orgânica no esgoto.

Para o cálculo da massa de lodo heterotrófico volátil (MX_{av}) foi utilizada a equação 7, que fornece a massa de SSV no tanque de aeração. Com a concentração de SST a ser mantida no tanque de aeração, o valor da relação SSV/SST e MX_{av} calculado anteriormente, é obtido o volume do tanque de aeração para a remoção de matéria orgânica carbonácea.

$$MX_{av} = Q \times S_o \times \left[\frac{(1-f_{nbs}-f_{nbp}) \times Y \times \theta_c \times (1+f \times k_d \times \theta_c)}{1+k_d \times \theta_c} + \theta_c \times \frac{f_{nbp}}{f_c} \right] \quad (7)$$

Na qual:

- θ_c : Idade do lodo aeração convencional;
- Y : Coeficiente de produção celular;
- k_d : Coeficiente de respiração endógena;
- X_{av} : Sólidos Suspensos no Tanque de Aeração;
- f_{nbs} : Fração não biodegradável solúvel;
- f_{nbp} : Fração não biodegradável particulada;
- f : Fração não biodegradável da massa de lodo ativo no tanque de aeração;
- f_c : Relação DQO/SSV no lodo orgânico.

Para sistemas em que se deseja a ocorrência da nitrificação, deve ser estimada a massa de lodo autotrófico volátil (MX_N), a partir da equação 8.

b) Massa de lodo autotrófico volátil: MX_N

$$MX_N = \frac{N_{disp} \times Y_N \times \theta_c}{1+b_N \times \theta_c} \quad (8)$$

Na qual:

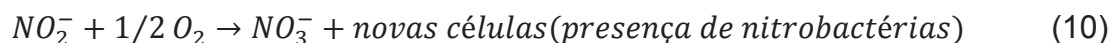
- N_{disp} : Nitrogênio disponível;
- Y_N : Coeficiente de produção celular referente às fases de nitrificação;
- b_N ou k_{Nd} : Coeficiente de respiração endógena referente às fases de nitrificação;

A partir dos valores de MX_{av} , MX_N e da concentração de SST a ser mantida no tanque de aeração é obtido o volume do tanque de aeração para que ocorra a nitrificação.

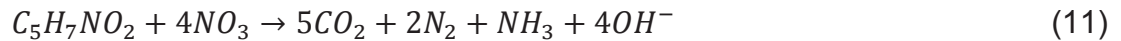
Por fim, a última simulação estimou um sistema com ocorrência de nitrificação e desnitrificação. O reator aerado foi determinado da mesma maneira como realizado nos parágrafos anteriores. Para determinação do tanque anóxico foi adotada uma porcentagem do volume deste em relação ao volume total dos reatores.

2.2.4.4 Sistemas de Lodos Ativados com nitrificação e desnitrificação

Os processos mais utilizados para remoção de nitrogênio do esgoto sanitário envolvem a nitrificação e a desnitrificação (ZOPPAS; BERNARDES; MENEGUZZI, 2016). O processo de nitrificação é a conversão da amônia em nitrato, dividido em duas fases: a oxidação de amônia a nitrito e, a seguir, a oxidação de nitrito a nitrato. Dois grupos de microrganismos participam deste processo em presença de oxigênio dissolvido São eles as *nitrosomonas* e as *nitrobactérias* (JORDÃO; PÊSSOA, 2011; HREIZ; LATIFI; ROCHE, 2015). As equações seguintes apresentam as reações descritas.



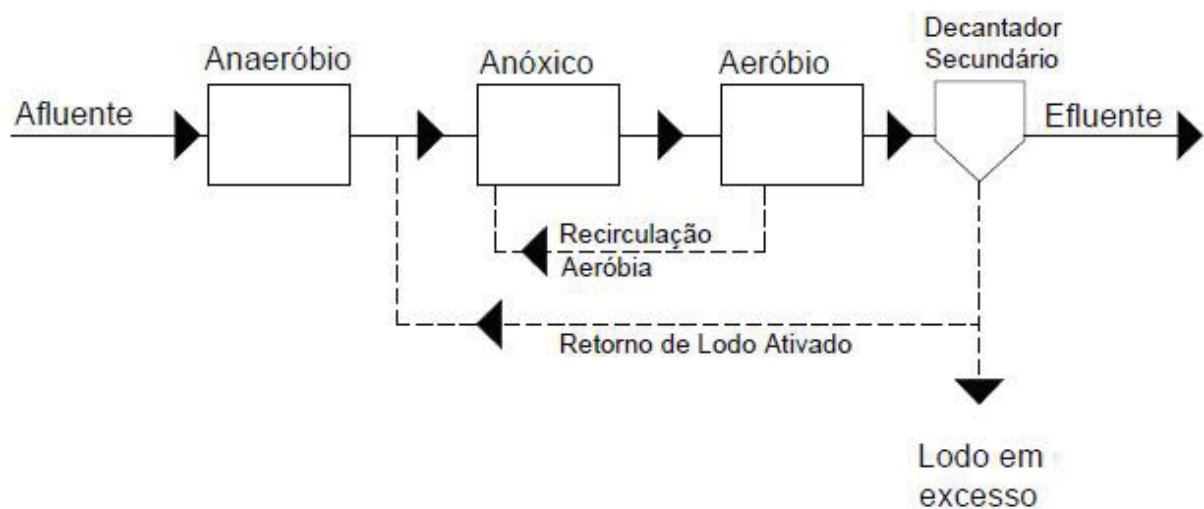
Já a desnitrificação é a conversão do nitrato a formas reduzidas de nitrogênio, como N_2 , N_2O e NO . É necessário que ocorra a nitrificação antes desse processo. Os organismos que realizam a desnitrificação são encontrados no esgoto doméstico e necessitam de uma fonte de carbono disponível, que pode ser externa, como metanol, ou a recirculação de uma porção de esgoto bruto (JORDÃO; PÊSSOA, 2011). Esse processo ocorre em uma zona anóxica e pode ser representado pela equação 11.



A concentração de OD, a relação carbono/nitrogênio, a temperatura e o pH podem ser citados como parâmetros que exercem influência na remoção de nitrogênio (ZOPPAS; BERNARDES; MENEGUZZI, 2016).

Esses processos geralmente possuem um tanque anóxico, que pode estar localizado antes ou depois do tanque de aeração. Para o primeiro caso, chamado de pré-desnitrificação, é necessário realizar a recirculação do efluente nitrificado para o compartimento anóxico, o que significa maiores gastos com bombeamento. Esse é o sistema utilizado no equipamento piloto e pode ser observado na FIGURA 5

FIGURA 5 - FLUXOGRAMA UTILIZADO NO SISTEMA PILOTO PARA REMOÇÃO DE NITROGÊNIO



Fonte: Adaptado de Jordão e Pêsoa (2011)

Já para o segundo caso, a pós-desnitrificação, o tanque anóxico é colocado logo após o tanque de aeração. Esta configuração tem a possibilidade do processo de desnitrificação continuar a ocorrer no decantador secundário e as bolhas de nitrogênio geradas atrapalhar a sedimentação do lodo neste compartimento. Esse processo tem como principais custos o de aeração durante a nitrificação e a adição de uma fonte de carbono durante a desnitrificação (HREIZ; LATIFI; ROCHE, 2015; ZOPPAS; BERNARDES; MENEGUZZI, 2016).

A escolha do processo para remoção de nitrogênio no tratamento de esgoto doméstico é importante, porque tem impacto em questões de sustentabilidade, como mudanças climáticas e reuso de recursos (MCCARTY, 2018).

2.2.4.5 Organismos encontrados no processo de Lodos Ativados

Devido às condições ambientais do tanque de aeração, constante agitação e recirculação do lodo, esse compartimento não é ideal para vários organismos aquáticos. Exemplos de alguns organismos que se desenvolvem nessas condições são as bactérias, fungos, protozoários e alguns micrometazoários, como os vermes (ALÉM SOBRINHO, 1983).

Vazoller *apud* Campos, Piveli e Bueno (2012) descreve o lodo biológico da seguinte maneira: a associação de bactérias forma o floco biológico; na superfície deste estão os protozoários pedunculados; já os protozoários livre-natantes movem-se nos espaços entre os flocos, se alimentando deles. Já os micrometazoários (rotíferos, tardígrafos, anelídeos, etc.) também se locomovem entre os flocos e se alimentam dos protozoários livre- natantes.

Para a formação de flocos no sistema de lodos ativados é necessária a presença de bactérias filamentosas. No entanto, quando estes organismos estão presentes em grandes quantidades no lodo, tem sido relacionados com problemas de separação líquido-sólido no decantador secundário (ALÉM SOBRINHO, 1983).

Como a comunidade do lodo ativado é especializada, sua composição será dependente da quantidade de substrato e das condições ambientais do tanque de aeração (ALÉM SOBRINHO, 1983).

Os protozoários são os organismos mais numerosos depois das bactérias. Geralmente eles representam 5% do peso seco dos sólidos em suspensão do tanque de aeração. Esses organismos são importantes porque sua ação predatória remove as bactérias do efluente, fazendo com que este fique clarificado. A presença de alguns protozoários como *Arcella*, *Amoeba*, *Vorticella* e *Aspidisca costata* indicam eficiência no sistema (ALÉM SOBRINHO, 1983).

Com relação aos metazoários, a maior presença nos lodos ativados são os rotíferos, que também indicam o bom funcionamento do sistema (ALÉM SOBRINHO, 1983).

Cutolo e Rocha (2002) ao monitorarem sistemas de lodos ativados tratando esgotos sanitários com carga constante, observaram que o predomínio de protozoários ciliados de vida livre e ciliados pedunculados acontecia quando eram obtidas as melhores eficiências nos sistemas. Porém a predominância de protozoários livre-natantes e flagelados indicaram as fases iniciais e de recuperação do processo.

Oliveira, Araújo e Fernandes (2009) também observaram a presença de organismos ciliados quando ocorrerem as melhores eficiências do tratamento. A diferença desse estudo foi que a ETE estudada realizava tratamento de efluente industrial. Esses pesquisadores também comentaram que a presença de ciliados de vida livre pode ser considerado um indicativo de maior estabilidade e eficiência do lodo no tratamento do esgoto.

Campos, Piveli e Bueno (2012) ao avaliarem sistema de lodos ativados tratando esgoto sanitário com uma pequena fração de lixiviado de aterro sanitário, observaram relação entre a densidade populacional de protozoários pedunculados e a eficiência do tratamento, com relação à remoção de DQO. Neste estudo também foi constatado que a baixa eficiência do sistema acontecia quando o número de protozoários de vida livre era maior do que o dos outros organismos.

2.2.4.6 Decantador Secundário

Os decantadores secundários são um dos equipamentos utilizados para a separação sólido-líquido, no tratamento de esgotos. Essas unidades usam a gravidade para separar a biomassa do líquido e possui duas funções: clarificação e adensamento. O primeiro processo ocorre na porção superior do decantador e tem como função produzir um efluente clarificado ao separar o lodo do esgoto tratado, produzindo assim um efluente com baixa turbidez. Já o adensamento ocorre na região inferior do equipamento, esse processo aumenta a concentração do lodo. Também funciona como um tanque de acumulação nos picos de vazão (PATZIGER *et al.*, 2012; LI; STENSTORM, 2014).

Na ocorrência de mau desempenho em uma das características citadas anteriormente, os sólidos suspensos serão carregados junto com o efluente final. No entanto, não ocorre prejuízo apenas no efluente final. A perda excessiva de SST afeta o processo biológico pela diminuição não controlada dos sólidos suspensos no líquido misto (SSTA) ou sólidos suspensos no tanque de aeração (SSTA), e por

consequência, leva a diminuição dos valores da idade do lodo abaixo do requerido para o desempenho adequado do sistema (PATZIGER *et al.*, 2012).

Segundo a NBR 12.209 (ABNT, 2011), o decantador secundário deve ser dimensionado para a taxa de escoamento superficial de acordo com a TABELA 10.

TABELA 10 – FAIXAS DE DIMENSIONAMENTO PARA O DECANTADOR SECUNDÁRIO

Taxa de escoamento superficial (m³/m².d)	Idade do lodo (dias)	Relação A/M (kg DBO₅/kg SSVTA)	Observação
Igual ou menor que 28	18	Maior do que 0,15	–
Igual ou menor que 20	18	Maior do que 0,15	Usar essa taxa quando houver remoção adicional de fósforo por adição de produto químico
Igual ou menor que 16	18	Menor do que 0,15	–

FONTE: ABNT (2011)

Por sua vez, a taxa de aplicação de sólidos deve igual ou menor a 144 kgSST/m².d para idade do lodo inferior a 18 dias ou a relação A/M é superior a 0,15 kg DBO₅/kg SSVTA.d. Porém deve ser igual ou inferior a 120 kg SS/m².d para idade do lodo superior a 18 dias ou relação A/M inferior a 0,15 kg DBO₅/kg SSVTA.d. Além disso, o tempo de detenção hidráulica relativo à vazão média deve ser de 1,5 horas ou maior (ABNT, 2011).

Outro tipo de decantador que pode ser utilizado em projetos de ETEs são os decantadores de alta taxa. Eles são formados por “dutos” ou placas com diferentes materiais, como polietileno, poliestireno, PVC, lonas, etc. (DI BERNARDO; DANTAS; VOLTAN, 2017). A adoção desses equipamentos está baseada na premissa de que a sedimentação depende da área e não do tempo de detenção. Esse equipamento têm as placas ou tubos montados com ângulo entre 45° a 60°, em relação à horizontal, para facilitar a limpeza. O espaçamento nominal entre as placas é de 50 mm com um comprimento inclinado entre 1 a 2 m (METCALF; EDDY, 2016). A configuração do equipamento também facilita o deslizamento do material depositado para o fundo do decantador (DI BERNARDO; DANTAS; VOLTAN, 2017).

Ao comparar com unidades convencionais, o decantador lamelar permite o aumento da taxa de aplicação, apresentando desempenho igual ou superior a um decantador convencional (PESSOTTO, 2015). Alguns problemas decorrentes do uso

desse tipo de decantador são o controle biológico e a produção de lodo. Para evitar a ocorrência de tais inconvenientes deve ocorrer eliminação frequente dos sólidos, usualmente com jatos de água em alta pressão, quando da sua limpeza (METCALF; EDDY, 2016).

Para a utilização deste tipo de decantador a NBR 12.209 (ABNT, 2011) recomenda justificativa técnica para os parâmetros utilizados, porém não estabelece diretrizes para seu uso no tratamento de efluentes. Apenas para decantadores secundários para processos biológicos com biofilme, a norma faz as seguintes prescrições: o ângulo de inclinação horizontal para as placas ou dutos deve ficar entre 55° a 70°; o comprimento dos dutos ou canais deve ter entre 1 a 1,2 m; o espaçamento entre as placas paralelas, com valor similar nos dutos, de 0,07 a 0,1 m; o material escolhido para a fabricação das placas ou tubos deve ser plano, inerte e não deformável, além de possuir alta resistência mecânica e a taxa de aplicação hidráulica máxima deve ser de 80 m³/m².h

2.3 SISTEMA REATOR UASB + LODOS ATIVADOS

Devido à limitação na remoção de DBO e SST no tratamento anaeróbio, a qualidade ambiental não é alcançada. Existe uma grande tendência na utilização de pós-tratamento com sistemas biológicos aeróbios para remoção de matéria orgânica e nitrificação do efluente final (ALÉM SOBRINHO; JORDÃO, 2001; PAIVA; VAN HAANDEL; MOTA, 2020).

Quando a estação de tratamento de efluentes visa também remoção satisfatória de nitrogênio, o reator anaeróbio deve ser usado para tratar uma parcela do esgoto bruto – de 50% a 70% - e a parcela restante deve ser encaminhada para o pós-tratamento, assim garantindo matéria orgânica suficiente para o processo de desnitrificação (CHERNICHARO, 2006).

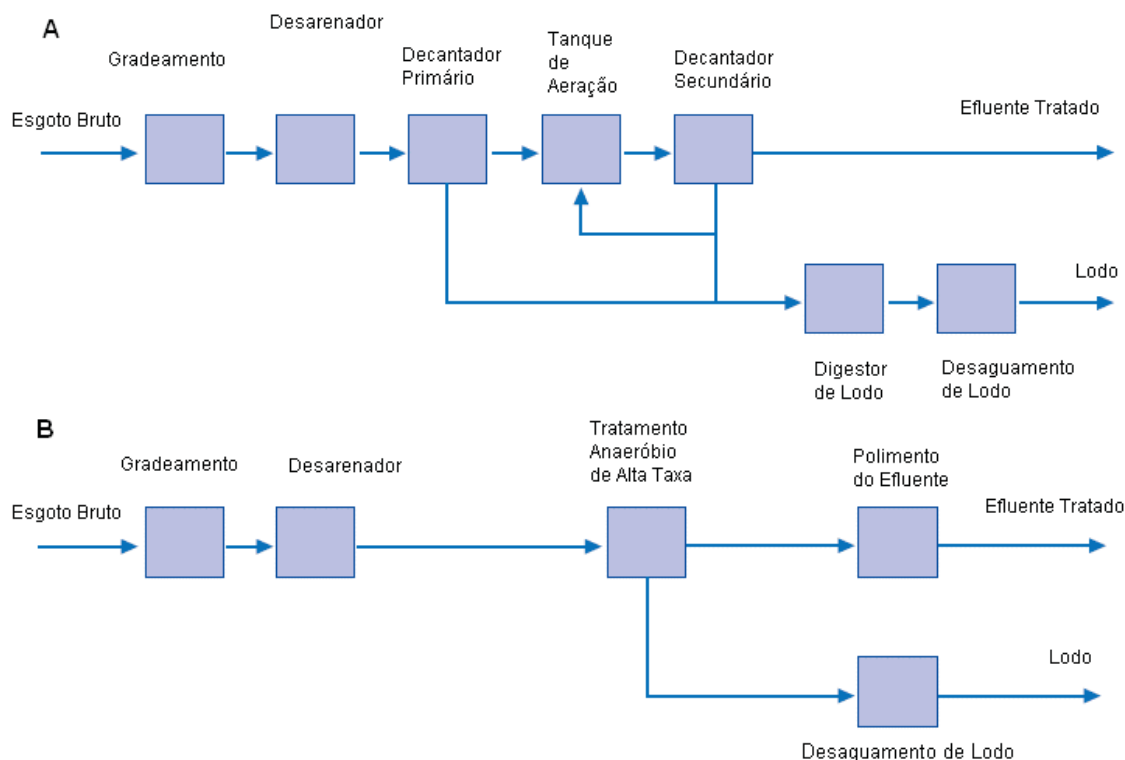
A FIGURA 6 apresenta uma comparação entre as unidades necessárias em um sistema de lodos ativados e com reator anaeróbio de alta taxa. Já a FIGURA 7 complementa essa comparação ao apresentar os volumes necessários para cada unidade. O decantador primário, o adensador de lodo e o digestor de lodo presentes no sistema de lodos ativados podem ser substituídos pelo reator UASB. O lodo em excesso do sistema aeróbio pode ser recirculado para a unidade anaeróbia. Desta maneira, essas unidades também realizam o adensamento e a digestão de lodo, sem

aumento de volume (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994; ALÉM SOBRINHO; JORDÃO, 2001; CHERNICHARO, 2006; HENZE *et al.*, 2008).

Além disso, na configuração do sistema integrado ocorre diminuição do volume do reator biológico aeróbio, já que a produção de lodo é menor em um sistema anaeróbio do que no sistema aeróbio. Outra característica é a concentração do lodo. Para um material estabilizado em um reator UASB tem concentração maior do que a resultante de um adensamento de lodo ativado (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994; ALÉM SOBRINHO; JORDÃO, 2001; CHERNICHARO, 2006).

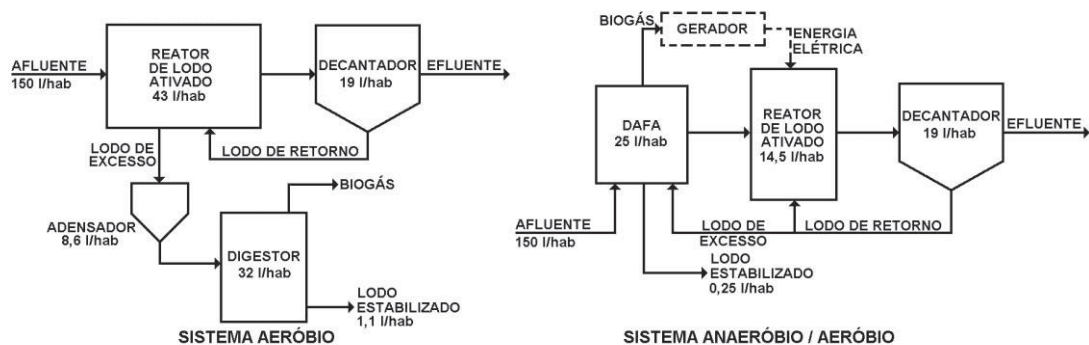
Também haverá diminuição do consumo de energia elétrica necessário para a aeração. De acordo com Van Haandel e Van der Lubbe (2007), pelo fato do reator anaeróbio funcionar como um tanque de equalização, este reduzirá as variações diurnas da demanda de oxigênio o que levará a diminuição da capacidade máxima de oxigênio requerida, o que fará com que a demanda máxima utilizada no dimensionamento de aeradores estará com valor próximo ao da demanda média, diminuindo assim o consumo.

FIGURA 6 – COMPARAÇÃO ENTRE SISTEMA COM LODOS ATIVADOS (A) E COM REATOR TIPO UASB (B)



FONTE: adaptado de HENZE *et al.* (2008)

FIGURA 7: REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DAS CONFIGURAÇÕES DO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS E DE UM REATOR ANAERÓBIO EM CONJUNTO COM LODOS ATIVADOS PARA TRATAMENTO DE ESGOTO



FONTE: VAN HAANDEL; LETTINGA (1994)

Outras vantagens apontadas por Silva (1993), *apud* Além Sobrinho e Jordão (2001), são os custos de implantação e operação desses dois modelos de estações. O sistema integrado terá custo de implantação de 80% daquele de um sistema de lodos ativados convencional.

Lettinga *et al.* (1983) já consideravam uma alternativa atrativa o fato de um tratamento anaeróbico seguido de aeróbico produzir de 25% a 40% do lodo que produziria um sistema aeróbico convencional. Campos *et al.* (1999) frisaram que o uso combinado dos sistemas anaeróbios e aeróbios tem grande potencial para o polimento ou pós tratamento de esgotos. Isso porque grande parte da remoção de matéria orgânica ocorreria no reator anaeróbico, enquanto o remanescente ficaria para o aeróbico. O uso de reatores tipo UASB e sistema de lodos ativados pode ser justificado pela grande experiência e utilização de cada tecnologia isoladamente.

Um problema, citado por Além Sobrinho e Jordão (2001), é o crescimento de organismos filamentosos. Em experimentos realizados na CETESB/EPUSP com reator UASB seguido de lodos ativados tratando esgoto sanitário misturado a esgoto industrial, ocorreu o crescimento excessivo desses organismos. Porém em sistema tratando esgoto com preponderância de esgoto doméstico, não ocorreu o mesmo problema quando a operação ocorreu com aproximadamente 20% do volume inicial do reator biológico não aerado e sem nitrificação.

Além Sobrinho e Jordão (2001) também citam Von Sperling *et al.* (2000) para relatar mais um caso desse problema. Os organismos filamentosos apenas tornaram-

se predominantes quando o sistema de lodos ativados operou com sobrecarga, causado por *by-pass* de esgoto bruto. Com relação ao desempenho, a eficiência de remoção de DQO foi satisfatória.

Von Sperling, Freire e Chernicharo (2001) realizaram um estudo em equipamento piloto composto por reator piloto seguido de lodos ativados, por 261 dias tratando esgoto sanitário de uma grande cidade do Brasil. O estudo foi dividido em cinco fases com vazão constante e variável. Essa configuração apresentou eficiência na remoção de DQO de 69% a 84% para o reator UASB, de 43% a 56% no sistema de lodos ativados, e chegou a uma eficiência global de 85% a 93%. A concentração de sólidos suspensos no efluente final atingiu valores de 13 a 18 mg/L.

Aisse *et al.* (2002) realizaram estudo em escala piloto com reator tipo UASB seguido por várias opções de pós-tratamento, sendo uma delas um sistema de lodos ativados de alta taxa. A pesquisa teve duração de 30 meses com vazão afluente de 250 L/h. Foram realizados testes em duas fases, a primeira com tempo de detenção no tanque de aeração de 3 horas e a segunda de 4 horas. Para a fase I os valores de eficiência de remoção foram 88% para DQO e 89% para SST. Já para a fase II os valores encontrados foram: 75% e 77%, respectivamente para a DQO e SST. A idade do lodo para as duas fases foi de 2 dias.

Gaspar, Piveli e Além Sobrinho (2005) avaliaram equipamento piloto formado por reator UASB seguido por sistema de lodos ativados durante 347 dias, para a vazão de 50 L/h. Obteve como eficiências médias de remoção: 78,1% para DQO_{total}; 85,7% para DQO_{filtrada}. Esta configuração não se mostrou eficiente para a remoção de nitrogênio em consequência da matéria orgânica disponível, não sendo possível a ocorrência do processo de desnitrificação.

Derks (2007) investigou um sistema piloto composto por reator UASB seguido de sistema de lodos ativados com vazão total de 480 L/d, sendo 240 L/d de esgoto bruto e a mesma vazão de esgoto efluente ao sistema UASB + LA. Essa vazão efluente do sistema UASB + LA era reintroduzida ao reator, pois era objetivo de outra pesquisa. Os estudos ocorreram pelo período de 10 meses. Esse arranjo atingiu eficiência de 95% para remoção de DQO. O pré-tratamento anaeróbio removeu aproximadamente 54% da matéria orgânica. Com relação à remoção de nitrogênio amoniacal a remoção média foi próxima de 85%, porém com muita variação ao longo do monitoramento.

Mungray e Patel (2011) realizaram a análise de duas estações de tratamento de esgotos operando em escala plena com reatores tipo UASB seguidos por sistema de lodos ativados, uma com vazão aproximada de 1157 L/s e outra com 498 L/s por um ano. Esse estudo obteve as seguintes remoções médias: 93,5 % para DBO, 86% para DQO, 62% para SST e 99,9% para coliformes totais.

Mungray e Murthy (2014) avaliaram duas estações de tratamento de esgotos, operando em escala plena, com reatores tipo UASB seguidos por sistema de lodos ativados, pelo período de 16 semanas, uma com vazão de 1157 L/s e outra com 498 L/s. Foram obtidas as seguintes remoções médias: 93% para DBO; 84% para DQO e 49% para SST. Também foi avaliada a remoção de surfactantes aniônicos. Para o reator UASB a remoção variou de 3% a 5%. Já para o sistema global, a variação esteve entre 90 a 92%.

Silva Filho e van Haandel (2014) citam as seguintes vantagens para a combinação de tratamento anaeróbio seguido por aeróbio: o volume das unidades da parcela aeróbia é menor do que um sistema unicamente aeróbio, a necessidade de energia para aeração é menor, existe a possibilidade de geração de energia a partir do biogás gerado e a estabilização do lodo aeróbio pode ocorrer no reator anaeróbio, fazendo com que não haja necessidade de adensador e digestor de lodo.

Silva Filho e van Haandel (2014) estudaram o uso do reator UASB tanto para estabilização do lodo aeróbio quanto para um pré-tratamento aeróbio por 27 semanas. Esse estudo concluiu que a parcela não digerível tinha a tendência de ser expulsa do reator UASB. Também foi observado que a concentração de sólidos na saída do reator foi alta quando esses equipamentos também foram usados para a estabilização dos lodos ativados. Os autores sugerem a instalação de uma unidade de separação de sólidos entre o reator.

Saliba e von Sperling (2017) realizaram estudo em ETE em escala plena, com vazão média de 514 L/s durante quatro anos. A ETE possui 6 reatores anaeróbios dos quais dois foram usados como digestores anaeróbios de lodo, recebendo exclusivamente o lodo em excesso, durante o período de monitoramento dos pesquisadores. Além disso, 15 % da vazão afluente de esgoto era encaminhada diretamente ao tanque de aeração, sem passar pelos reatores UASB. Este estudo atingiu as seguintes eficiências de remoção: 94% para DBO, 91% para DQO, 72% de amônia, 92% para SST. Este sistema não foi efetivo na remoção de nutrientes, pois

não foi projetado para este propósito. O estudo concluiu que este arranjo é uma boa alternativa para o tratamento de esgoto doméstico.

Silva e Piveli (2017) avaliaram sistema UASB seguido de reator biológico de lodos sequencial com vazão de 300 L/s em 2016 e duração de 16 meses. Como resultados a eficiência média de remoção da DQO_{total} no reator UASB foi inferior nos dias que esta unidade recebeu descarte de lodo do sistema aeróbio. A variação da DQO_{total} média efluente dos reatores anaeróbios para essa condição chegou a apresentar valores até 5 vezes superiores quando comparados a períodos em que o reator não recebia descarte de lodo aeróbio. Também foi observado que os picos de máxima concentração de SST no efluente final coincidiram com os períodos de descarte de lodo aeróbio para o reator UASB. Já os piores resultados ocorreram quando foi realizado descarte de lodo aeróbio no UASB e não foi removido o excesso de lodo do UASB, com eficiências de 15% e 42% para DQO total e DQO solúvel, respectivamente

Silva (2018) avaliou uma ETE com reatores UASB seguido de processo aeróbio de lodos ativados com uso de reatores de fluxo alternado. O sistema apresentou vazão média de 300 L/s e foi avaliado pelo período de um ano. Foi observado aumento nas concentrações de DQO e SST no efluente do UASB quando este recebe lodo aeróbio. Também foi verificado aumento nas concentrações de SST no reator aeróbio quando ocorria o descarte de lodo aeróbio no reator UASB. O pesquisador relata que uma consequência decorrente deste fato é a redução da capacidade de transferência de oxigênio do sistema de aeração para o líquido misto, aumentando assim o consumo de energia elétrica e o custo operacional do tratamento.

Um exemplo de aplicação, em estação em escala plena, de um modelo de sistema compacto similar ao que foi monitorado é o da Estação Turística de Igaraçu do Tietê, no estado de São Paulo, com atendimento de 20.000 habitantes. A ETE compacta atingiu eficiências de remoção de 93% para DBO e de 89% para DQO (MATSUO, 2015). O ATLAS ESGOTOS (ANA, 2020) contabilizou 4 ETEs com sistema compacto similar ao que foi monitorado (UBOX) e cita que a remoção de matéria orgânica variou de 80 a 90%.

Foram realizados vários experimentos em escala piloto para avaliar o uso de reator UASB seguido por sistema de lodos ativados. Também já ocorreram experiências em escala plena. Embora já tenham sido obtidos valores elevados de

eficiência para este tipo de arranjo, questões como o lodo filamentosos, inibição da nitrificação e alteração em valores de SST precisam ser melhor estudados. A TABELA 11 apresenta um resumo com estudos realizados utilizando reatores UASB e seguidos por sistemas aeróbios.

TABELA 11 – EXPERIÊNCIAS UTILIZANDO SISTEMA UASB+ LODOS ATIVADOS

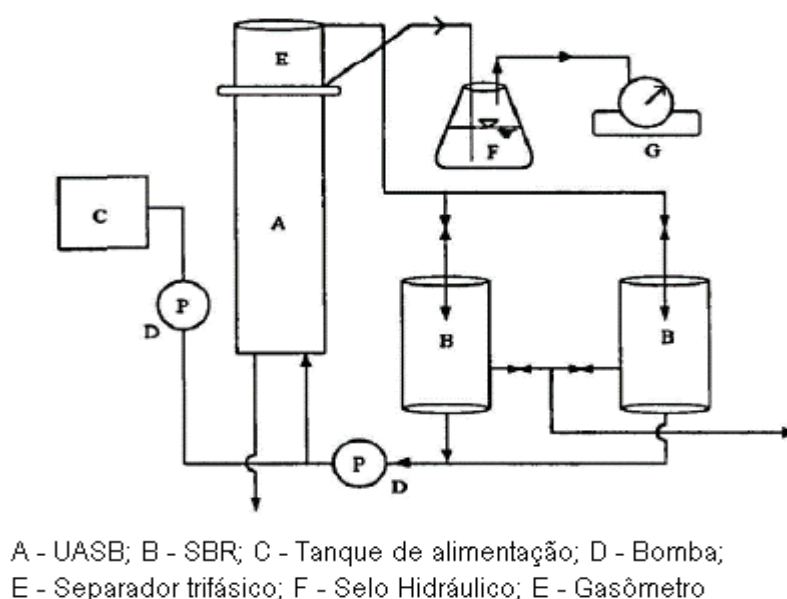
Escala	Comentário	Eficiência	Fonte
Não aplicável (Análise Crítica)	Crescimento de organismos filamentosos em sistemas UASB seguidos de Lodos Ativos tratando mistura de esgoto sanitário e industrial; O mesmo problema não ocorreu quando aproximadamente 20% do volume do reator biológico não foi aerado e não passou pelo processo de nitrificação.	Não aplicável	Além Sobrinho e Jordão (2001)
Escala piloto	Estudo envolvendo sistema com reator UASB seguido por Lodos Ativos. A concentração de sólidos suspensos no efluente final variou entre 13 a 18 mg/L. Duração: 261 dias	Remoção de DQO: 69% a 84% no reator UASB, 43% a 56% no sistema de lodos ativados e eficiência global de 85% a 93%.	Von Sperling, Freire e Chernicharo (2001)
Escala piloto	Estudo envolvendo sistema com reator UASB seguido por Lodos Ativos. Eficiências de Remoção: Fase I -TD 3 horas no tanque de aerção; Fase II -TD 4 horas no tanque de aerção. A idade do lodo (tempo de retenção celular) utilizado em ambos os trabalhos foi 2 dias. Duração: 30 meses	Eficiências de Remoção: Fase I: 88% para DQO e 89% para SST; Fase II: 75% e 77%, respectivamente para a DQO e SST.	Aisse <i>et al</i> (2002)
Escala piloto	Estudo envolvendo sistema com reator UASB seguido por Lodos Ativos. Não aconteceu remoção eficiente do nitrogênio. Duração: 347 dias	Eficiências médias de remoção: 78,1% para DQO total; 85,7% para DQO filtrada e 96,5% para NTK.	Gaspar, Piveli e Além Sobrinho (2005)
Escala piloto	Estudo envolvendo sistema com reator UASB seguido por Lodos Ativos. Duração: 10 meses	Eficiência global na remoção de DQO: 95%. Remoção de matéria orgânica no reator UASB: 54%. Remoção média de nitrogênio amoniacal: 85%	Derks (2007)
Escala plena	Estudo envolvendo sistema com reator UASB seguido por Lodos Ativos. Duração: 1 ano	O estudo obteve as seguintes remoções médias: 93,5% para DBO; 86% para DQO; 62% para SST e 99,9% para Coliformes Totais	Mungray e Patel (2011)
Escala plena	Estudo envolvendo reator UASB seguido por sistema de Lodos Ativos. Duração: 16 semanas	Remoções médias: 93% para DBO; 84% para DQO; 49% para SST. Remoção de surfactantes aniônicos: reator UASB de 3% a 5%. Tratamento global de 90% a 92%.	Mungray e Murthy (2014)
Escala piloto	Estudo com sistema reator UASB recebendo lodo aeróbio em diferentes proporções. A mineralização do lodo não foi completa e a parcela não digerível tinha a tendência de ser expulsa do reator UASB. Este lodo acumulava-se no sistema de tratamento até ser expulso no efluente. A concentração de sólidos na saída do reator foi alta quando esses equipamentos também foram usados para a estabilização dos lodos ativados. Duração: 27 semanas	A eficiência na remoção de DQO no reator UASB variou de 78% a 75% quando a variação da adição de lodo ativado foi de 0% a 60%.	Silva Filho e Van Haandel (2014)
Escala plena	Sistema formado por reatores UASB seguidos por sistema de Lodos Ativos. ETE com 6 reatores anaeróbios, dos quais dois foram usados como digestores de lodo; 15% da vazão afluente era direcionada aos tanques de aerção; Os autores frisaram que este sistema não obteve eficiência significativa na remoção de nutrientes, pois não foi projetado para este fim. Duração: 4 anos	Eficiências de remoção: 94% DBO, 91% DQO, 72% de amônia, 92% SST.	Saliba e Von Sperling (2017)
Escala plena	Monitoramento de sistema formado por reatores UASB seguido por lodos ativados. Eficiência média de remoção da DQO total no reator UASB foi inferior nos dias de recebimento de descarte de lodo do sistema aeróbio. Os picos de máxima concentração de SST no efluente final coincidiram com os períodos de descarte de lodo aeróbio para o reator UASB. Duração: 16 meses	Os melhores resultados ocorreram para operação sem descarte de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo do reator UASB, com valores médios de remoção de 75% de DQO total e 59% para DQO solúvel.	Silva e Piveli (2017)
Escala plena	O estudo consistiu no monitoramento de sistema formado por reator UASB seguido por lodos ativados. Foi observado aumento nas concentrações de DQO e SST do reator UASB quando este recebe lodo aeróbio. Também foi constatado aumento nas concentrações de SST no reator aeróbio quando ocorria descarte de lodo aeróbio no reator UASB. Duração: 1 ano	Observou-se redução de 10% na eficiência da DQO filtrada quando o reator foi alimentado com esgoto bruto misturado com lodo aeróbio em excesso. Não foram relatados neste trabalho outros resultados de eficiência.	Silva (2018)

2.4 OUTROS TRABALHOS COM REATORES BIOLÓGICOS ANAERÓBIOS E AERÓBIOS

Uma tecnologia compacta muito estudada é a de reatores sequenciais em batelada, ou na sigla em inglês SBR (*sequencing batch reactor*). Ela consiste na utilização de sistema de lodos ativados em ciclos de enchimento e esvaziamento do tanque. Esse sistema também pode incluir a remoção biológica de nutrientes. A diferença desta tecnologia para a de lodos ativados convencional é que no primeiro caso os processos de aeração e sedimentação ocorrem na mesma unidade física, enquanto que no segundo caso são necessárias duas unidades, o tanque de aeração e o decantador secundário. Esse sistema pode ser compacto e ter aplicação em áreas urbanas ou mesmo industriais (MACE; MATA-ALVAREZ, 2002; GUIMARÃES *et al.*, 2003).

Uma pesquisa que combinou reator UASB com reator SBR foi a realizada por Sousa e Foresti (1996), estudo realizado em escala de bancada utilizando substrato sintético. O sistema era formado por reator UASB, com volume de 4 L, seguido por duas unidades SBR idênticas com volume de 3,6 L cada. Este estudo teve duração de 38 semanas e obteve como eficiências de remoção: 95% para DQO, 96% para SST e 85% para NTK. Um esquema do experimento realizado pode ser realizado na FIGURA 8.

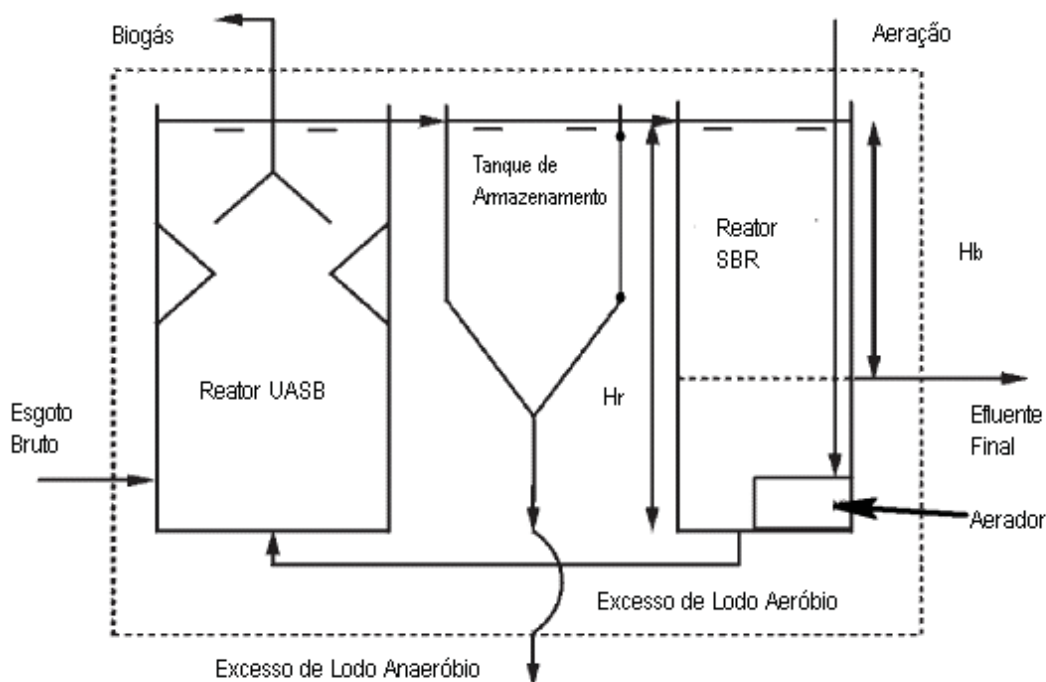
FIGURA 8 – DESENHO ESQUEMÁTICO DO ESTUDO COM REATOR UASB E REATOR SBR TRATANDO ESGOTO SINTÉTICO



FONTE: Adaptado de SOUSA; FORESTI (1996)

Guimarães *et al.* (2003) realizaram estudo em escala de laboratório, com esgoto bruto da cidade de Campina Grande (PB) em sistema composto por três unidades: reator UASB, tanque para armazenagem e sistema SBR. A vazão do sistema foi de 64 L/d. As eficiências de remoção foram acima de 95% para DBO e DQO e a nitrificação foi praticamente completa. Um esquema do experimento realizado pode ser realizado na FIGURA 9.

FIGURA 9 – DESENHO ESQUEMÁTICO DO ESTUDO COM SISTEMA UASB SEGUIDO DE REATOR SBR



FONTE: Adaptado de GUIMARÃES *et al.* (2003)

Também existem diversos estudos que integram material suporte a reatores biológicos. Garbossa (2006) pesquisou a operação do Reator misto radial de leito fixo (RMRLF) como pós-tratamento de reator UASB. Foram utilizados cubos de espuma de poliuretano como meio suporte. O estudo foi realizado em escala de bancada e obteve as seguintes eficiências médias de remoção: 87% para DQO, 94% para SSV e maiores que 85% para o Nitrogênio total. Como sugestão de aplicação desta tecnologia está a utilização em pequenas comunidades ou em pequenas vazões.

Fazolo, Foresti e Zaiat (2007) estudaram a remoção de matéria orgânica e nitrogênio em reator radial aeróbio de leito fixo (RASHLF) como pós-tratamento de efluente tratado de maneira anaeróbia. Foram utilizados cubos de espuma de poliuretano como meio suporte. Como resultados relatados no artigo estão a remoção média de 94% da amônia e as concentrações médias obtidas de 1,24 mg/L de nitrito e 3,46 mg/L de nitrato. Não foram relatadas demais eficiências de remoção neste artigo.

Abreu e Zaiat (2008) realizaram pesquisa com reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo no tratamento de esgoto sanitário. Neste estudo também foram utilizados cubos de espuma de poliuretano como meio suporte. O reator atingiu eficiências de remoção de 64% para DQO, 91% para DBO e de até 85% na remoção de nitrogênio amoniacal.

Algumas pesquisas estão sendo realizadas com uma inovação no meio suporte, o Biobob®, como a de Araujo Junior *et al.* (2013) e Gaudencio (2016). Este é um produto constituído por matrizes de espuma de poliuretano envoltas em estrutura rígida de polipropileno e é utilizado como suporte inerte para adesão de biomassa em reatores biológicos (GAUDENCIO, 2016).

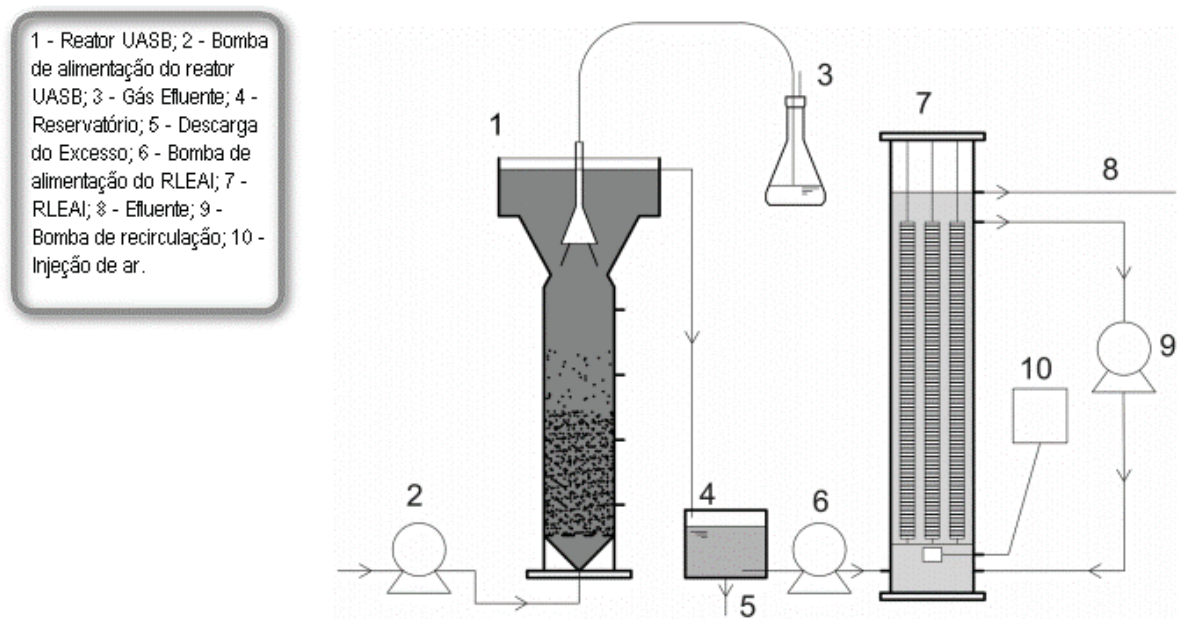
Araujo Junior *et al.* (2013) estudaram sistema de lodo ativado cíclico formado por 3 tanques cilíndricos em série: um tanque anóxico, um aeróbio e um aeróbio principal. O estudo foi realizado em escala piloto por 192 dias e comparado o comportamento do sistema com e sem a adição de Biobob® nos compartimentos aeróbios. Como resultados, observou-se que a adição deste meio suporte diminuiu a concentração de SSVLM, o que também reduziu a produção de lodo no sistema. Além disso, foi observada melhora nas remoções de NTK e NT de 24% e 14%, respectivamente.

Gaudencio (2016) monitorou reator anaeróbio híbrido em escala plena para tratamento de esgoto sanitário com Biobob® como meio suporte para imobilização celular. Obteve eficiências médias de remoção de 60% para DQO e 71% para SST. Esta pesquisa teve duração de 480 dias, foi realizada em escala plena com reator submetido à variação de vazão, picos de vazão e períodos de alta pluviosidade.

Silva, Damianovic e Foresti (2018) avaliaram sistema reator UASB seguido por reator de leito estruturado e aeração intermitente (RLEAI) tratando esgoto sanitário pelo período de 300 dias. O reator anaeróbio operou com vazão de 1,10 L/h, com TDH de 9 horas e o RLEAI funcionou com vazão de 0,75 L/h e TDH de 12 horas. Foram

realizados testes variando a condição de aeração do RLEAI – entre contínua e intermitente. A melhor eficiência de nitrificação foi obtida para a relação período aerado por período sem aeração de 1/2 h, com valor de $82 \pm 7 \%$, e para essa condição a remoção de nitrogênio total chegou a $29 \pm 10 \%$. Com relação à remoção de sólidos, a eficiência atingida foi de $79 \pm 22\%$. Um esquema do experimento realizado pode ser realizado na FIGURA 10.

FIGURA 10 – ESQUEMA DO ESTUDO REALIZADO COM REATOR UASB SEGUIDO POR RLEAI



FONTE: Adaptado de SILVA, DAMIANOVIC e FORESTI (2018)

Como pode ser visto nos parágrafos anteriores, já foram realizados diversos experimentos com tecnologias compactas (SBR), em escala de bancada, para o tratamento de esgoto anaeróbio, apresentando resultados expressivos. Esse é um fato que torna esta pesquisa relevante, pois é conduzida em escala plena.

3 MATERIAL E MÉTODOS

3.1 ÁREA DE ESTUDO

3.1.1 Localização

O equipamento piloto foi instalado na Estação de Tratamento de Esgotos Atuba Sul, localizada no bairro Cajuru do Município de Curitiba, Paraná, na margem direita do rio Atuba, próxima a confluência com o Rio Iguaçu. Esta estação recebe esgotos dos municípios de Curitiba, São José dos Pinhais, Colombo, Piraquara, Quatro Barras e Campina Grande do Sul.

FIGURA 11 – IMAGEM AÉREA DA REGIÃO DE IMPLANTAÇÃO DA ETE ATUBA SUL



FONTE: Adaptado de GOOGLE MAPS (2019)

3.1.2 ETE Atuba Sul

A ETE Atuba Sul iniciou sua operação em 1998. As unidades no início de operação da estação eram a elevatória final de esgoto bruto para recuperação de nível, gradeamento grosseiro manual com espaçamento de 80 mm, gradeamento mecanizado tipo esteira com espaçamento de 3 mm com rosca transportadora helicoidal, desarenação mecanizada de fluxo horizontal e seção quadrada tipo “Door-Oliver”, calha Parshall, caixa de distribuição de fluxo, 16 módulos RALF com volume de 2.000 m³ cada e elevatória do efluente dos reatores.

Em 2009 foram implantadas unidades de flotação por ar dissolvido (FAD) para pós-tratamento. Este sistema de pós-tratamento possui capacidade média de 1.120 L/s e têm como objetivo polir os esgotos tratados nos reatores anaeróbios, para reduzir os valores de carga orgânica do efluente final. Atualmente são quatro unidades em operação.

Com relação ao tratamento do lodo, existem as seguintes unidades: adensador, tanque para preparação manual de polímero, silo de cal, dosador volumétrico de cal, centrífuga, roscas transportadoras e pátio de cura.

No primeiro semestre de 2015, a ETE Atuba Sul passou a ter capacidade para tratamento de 1.680 L/s de vazão média. Isso ocorreu devido ao início de operação de oito novos módulos RALF, fazendo com que a estação opere com 24 módulos atualmente. Na FIGURA 12 podem ser visualizadas a unidade de tratamento preliminar e os reatores tipo RALF da ETE Atuba Sul.

FIGURA 12 – IMAGENS DA ETE ATUBA SUL



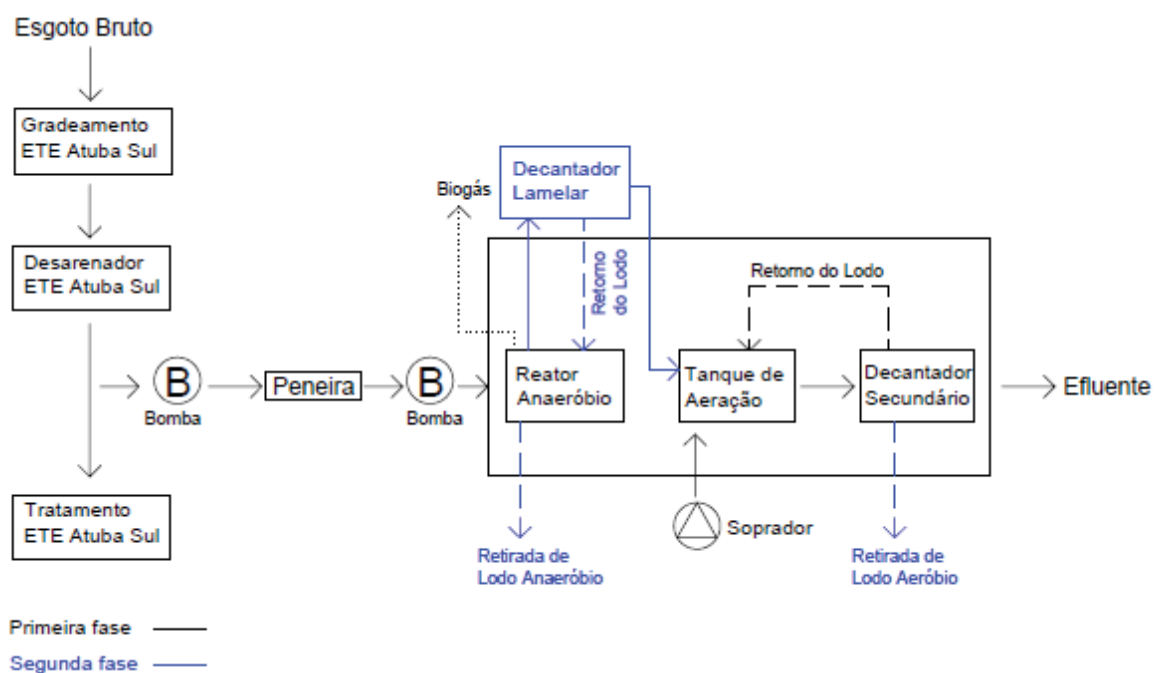
- a) Tratamento Preliminar: gradeamento e desarenador b) RALF's

FONTE: a) a Autora (2020); b) Sanepar (2018)

3.2 SISTEMA PILOTO INTEGRADO

O sistema piloto foi instalado na ETE Atuba Sul e teve a construção iniciada em fevereiro de 2018 com término em setembro do mesmo ano. O sistema piloto de tratamento é composto por pré-tratamento (da ETE Atuba), gradeamento fino com abertura de 1 mm (externo ao piloto), reator anaeróbio, tanque de aeração e decantador secundário integrados. Em uma segunda fase foi instalado decantador secundário externo para atuar como separador de fases do efluente anaeróbio e tubulações para descarga do excesso de lodo, tanto aeróbio quanto anaeróbio. Na FIGURA 13 está esquematizado um fluxograma do piloto.

FIGURA 13 - FLUXOGRAMA DO EQUIPAMENTO PILOTO



FONTE: a Autora (2020)

O esgoto utilizado no equipamento em estudo é bombeado após o tratamento preliminar da ETE Atuba Sul, que consiste em gradeamento e desarenador, no canal distribuidor de vazão para os RALF's, com vazão suficiente para os parâmetros de funcionamento do equipamento. A seguir, o esgoto passa pela grade fina, para então ser bombeado novamente ao sistema em estudo. Alguns valores de caracterização das unidades e processos esquematizados na FIGURA 13 estão apresentados na TABELA 12.

TABELA 12 - PARÂMETROS DAS DIVERSAS UNIDADES DO EQUIPAMENTO PILOTO

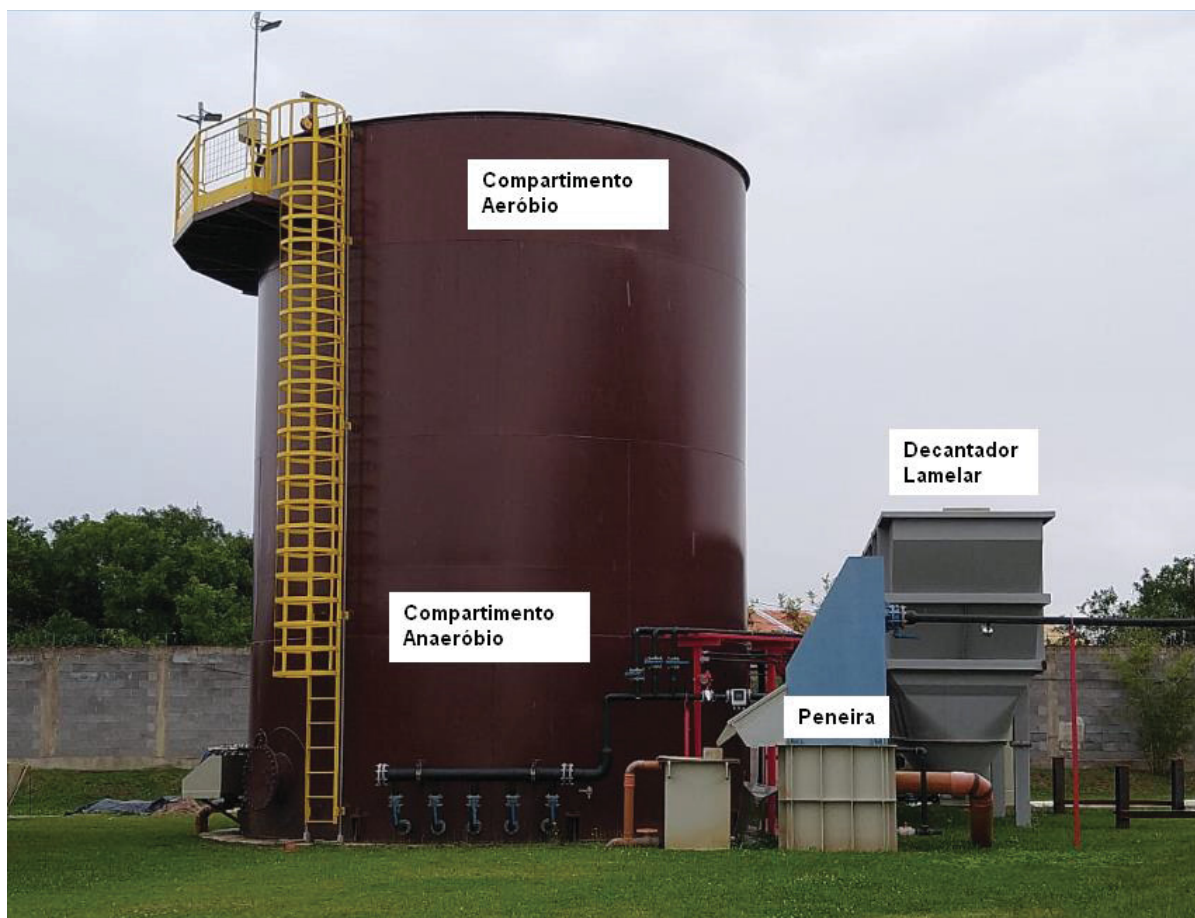
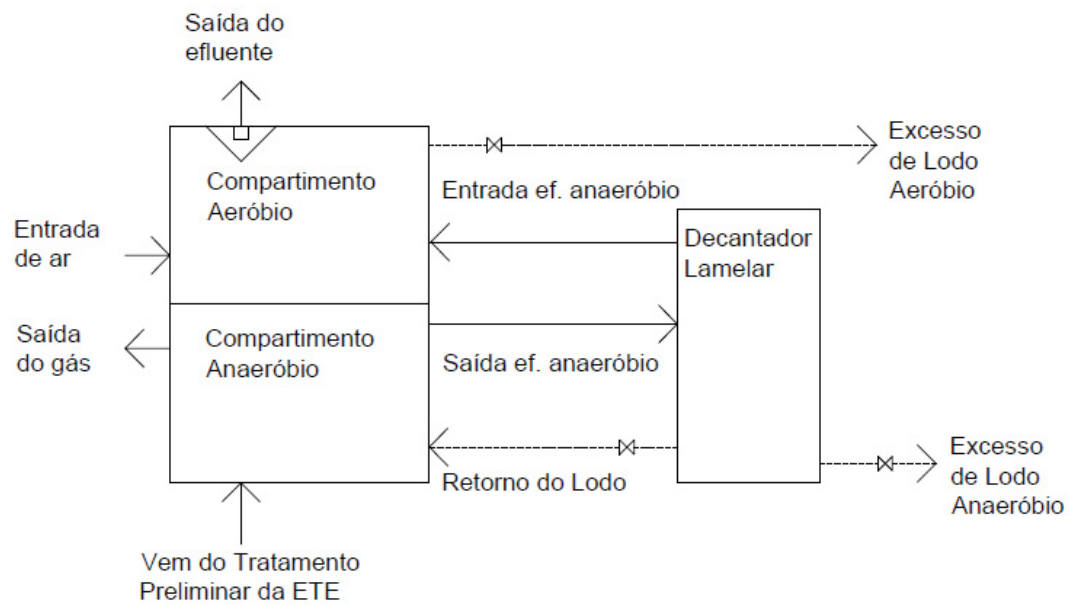
Processo	Parâmetro	
	Volume	Outro
Vazão	2,2 L/s (partida) / 8,9 L/s (em operação)	-----
Peneira	-----	e = 1 mm
Compartimento Anaeróbio	V= 128 m ³ , TDH = 4 horas (para Q _{máx})	Área = 36,5 m ²
		H = 3,5 m
Decantador Lamelar Externo	V = 26,6 m ³ ; A = 12,8 m ²	-----
	TAS para Q= 20m ³ /h = 37,5 m ³ /m ² .h	
	TDH para Q= 20m ³ /h = 1,33 h	
Tanque de Aeração	V= 165 m ³	Difusor de Bolha Fina
	TDH = 5,2 horas (para Q _{máx})	
Decantador Secundário	V= 14,1 m ³	Área =5,1 m ²
	TDH = 0,8 horas (para Q _{máx})	Tipo: lamelar
	TAH =3,53 m ³ /m ² .h (para Q _{máx})	

FONTE: a Autora (2020)

Na FIGURA 14 é possível observar um desenho esquemático do sistema em estudo. Na porção inferior ocorre a entrada pressurizada do esgoto no piloto e distribuído uniformemente ao longo do fundo do reator anaeróbio, por tubulações paralelas, apresentando orifícios de 1" (2,5 cm), espaçados regularmente. Esta configuração não é tradicional, pois os reatores anaeróbios, projetados e empregados, por exemplo na Sanepar, apresentam tubulações verticais com um espaçamento muito maior, da ordem de 2 a 3 m², para cada ponto de descarga de esgoto, como foi descrito no item 2.2.3.3. A porção gasosa (biogás) é encaminhada para um lavador de gases para remoção do gás sulfídrico.

Já na porção superior está localizado o tanque de aeração e o decantador secundário. Nesse compartimento estão instalados difusores de bolhas finas para manter a aeração constante desta porção e o efluente é retirado após passar pelo decantador lamelar. Também está instalada uma unidade de degassificação (acoplada ao decantador de alta taxa) para assegurar a retenção de uma massa adequada de microrganismos ativos no sistema e assim garantir uma baixa concentração de SST no efluente.

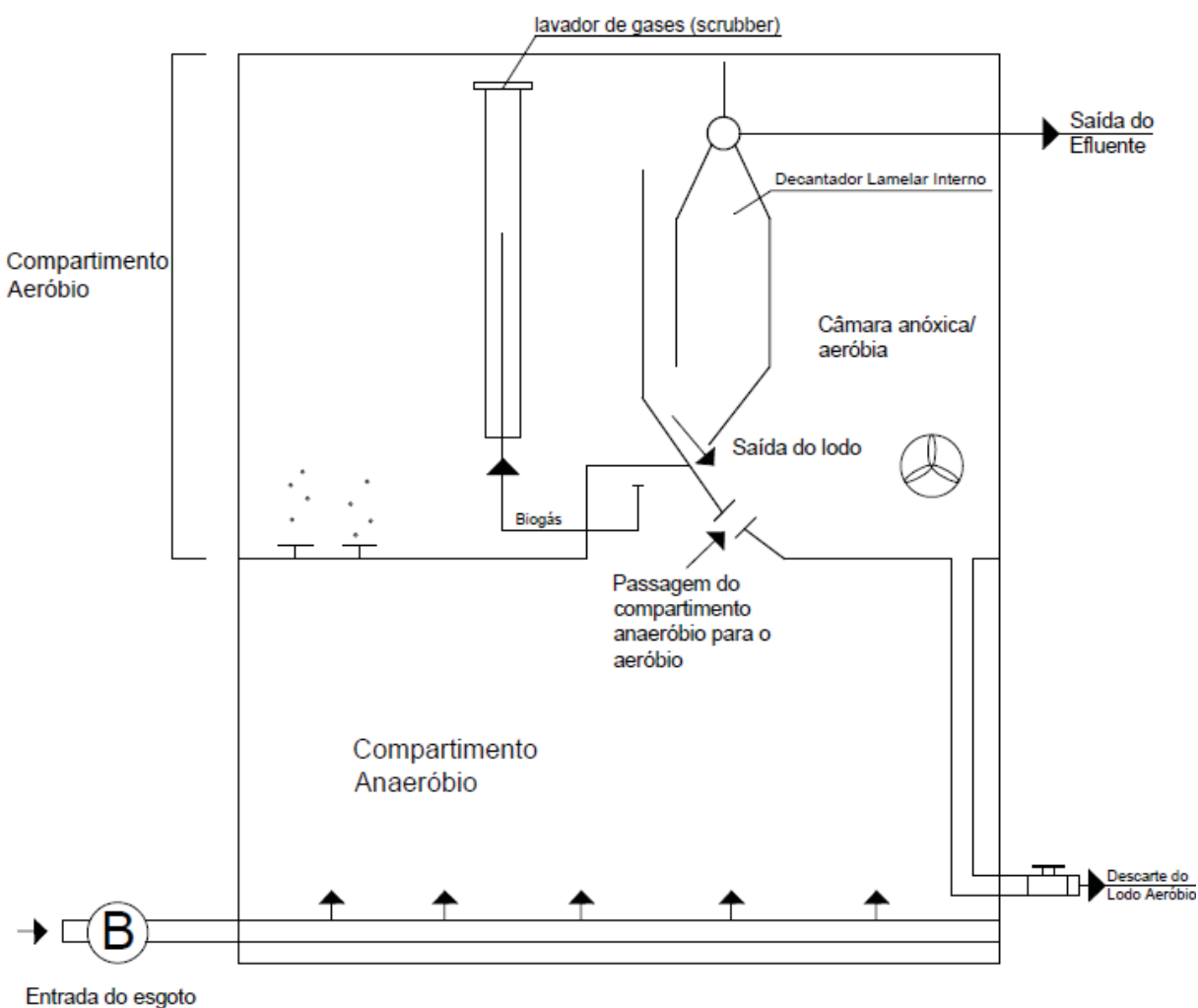
FIGURA 14 – DESENHO ESQUEMÁTICO DO SISTEMA COMPACTO E EQUIPAMENTO INSTALADO EM CAMPO



FONTE: a Autora (2020)

A FIGURA 15 representa os fluxos no interior do piloto. Após passar pelo peneiramento estático com espaçamento de 1 mm, o esgoto é enviado por uma bomba a tubulações localizadas no fundo da estrutura cilíndrica, que possuem aberturas de cerca de 1 polegada, pelas quais é distribuído no compartimento anaeróbio. No topo deste reator existe uma passagem para o compartimento aeróbio. Também existe uma região com tendência de acúmulo de biogás, na qual este é direcionado para o lavador de biogás (*scrubber*).

FIGURA 15 – FLUXOS NO INTERIOR DO EQUIPAMENTO PILOTO



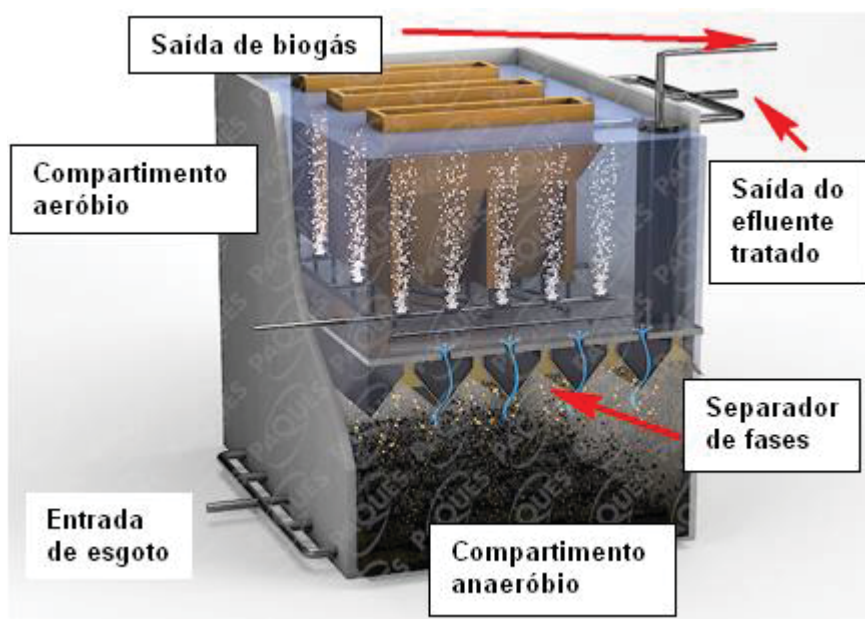
FONTE: a Autora (2020)

No compartimento superior estão instalados difusores de bolhas finas para realizar a injeção de ar. Existe uma divisão física no tanque aeróbio, com misturador instalado, que pode funcionar como câmara anóxica ou aeróbia dependendo da operação do sistema de lodos ativados. O lodo retido no decantador lamelar interno

retorna ao reator por diferença de densidade. O descarte de lodo aeróbio ocorre por uma tubulação no fundo do tanque de aeração, com uma válvula que permite o controle do volume descartado.

Esse equipamento piloto é o desdobramento de um sistema compacto da Paques, o BIOPAC® UBOX, esquematizado na FIGURA 16. Esse sistema é modular com capacidade de atendimento que varia de 5 a 40 mil habitantes. Na parte inferior possui um reator tipo UASB e na parte superior sistema de lodos ativados (tanque de aeração e decantador secundário) – mesmo arranjo do sistema piloto. As diferenças entre os dois equipamentos são o formato, o piloto tem formato cilíndrico enquanto o equipamento comercial tem formato retangular; o material da estrutura externa, o primeiro é de aço, enquanto o segundo é de concreto; e o separador de fases, o primeiro possui separador de fluxo ascendente, do tipo triangular, já o segundo possui do tipo lamelar.

FIGURA 16 – SISTEMA BIOPAC® UBOX DISPONÍVEL COMERCIALMENTE



FONTE: adaptado de PAQUES (2019)

3.2.1 Equipamentos

A unidade piloto está equipada com bomba de alimentação da marca IMBIL, modelo INI B 50160G com rotor de 174 mm, rotação de 1750 rpm, vazão de 35 m³/h e altura manométrica de 13 mca e possui motor Weg com potência de 3 CV. Esse

equipamento possui inversor de frequência para controle da vazão afluyente. Esses equipamentos podem ser observados na FIGURA 17.

FIGURA 17 – SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO DO REATOR PILOTO



FONTE: a Autora (2020)

Outro equipamento presente é a peneira estática JSPE-600 da marca J. Screens com abertura da ranhura de 1 mm e $Q_{projeto}$ de 35 m³/h. Imagens da peneira podem ser observadas na FIGURA 18.

FIGURA 18 – PENEIRA ESTÁTICA UTILIZADA NO EQUIPAMENTO PILOTO



FONTE: a Autora (2020)

Na unidade está instalado um soprador da marca AERZEN, modelo GM7L, com vazão de sucção de 5,78 m³/min (346 m³/h), para fornecimento de ar (oxigênio) ao Tanque de Aeração. Possui pressão de sucção de 0,93 Bar, pressão diferencial de 550 mbar, temperatura de sucção de 35°C, temperatura de descarga de 105°C, rotação do soprador 3.756 rpm, rotação do motor 3505 rpm e potência do motor de 15 tHP. A FIGURA 19 mostra uma imagem deste equipamento.

FIGURA 19 – SOPRADOR UTILIZADO NO SISTEMA PILOTO



FONTE: a Autora (2020)

Também foi instalado um medidor volumétrico do tipo tambor, de vazão (volume) de biogás, em novembro de 2019, da marca RITTER modelo TG 25-6. O equipamento foi fabricado em polipropileno e tem faixa de medição de 50 a 7.000 L/h e pressão máxima de 50 mbar. A condição e a composição do gás medido não exercem influência sobre a precisão da medição. O equipamento pode ser visualizado na FIGURA 20.

FIGURA 20 - MEDIDOR DE BIOGÁS RITTER TG 25-6



FONTE: a Autora (2020)

Além da medição de biogás, está prevista a utilização de um analisador da qualidade de biogás, modelo Multitec® BioControl da Sewerin, que pode ser observado na FIGURA 21. Este é um sistema de medição único formado por uma unidade fixa e um dispositivo de medição portátil, que recebe as amostras de biogás coletadas da linha do queimador. O analisador de biogás utiliza sensores infravermelhos seletivos para a medição do CH₄ (0,0 a 100) % v/v, CO₂ (0 a 100) % v/v, e utiliza sensores eletroquímicos para os gases O₂ (0 a 25) % v/v e H₂S (0 a 5000) ppm.

FIGURA 21 - ANALISADOR DA QUALIDADE DE BIOGÁS MODELO MULTITEC® BIOCONTROL DA SEWERIN.



Outra unidade que passará a operar na fase dois do monitoramento do sistema piloto é o decantador lamelar externo. Na FIGURA 22 é possível observar o equipamento.

FIGURA 22 - DECANTADOR LAMELAR EXTERNO AO REATOR PILOTO

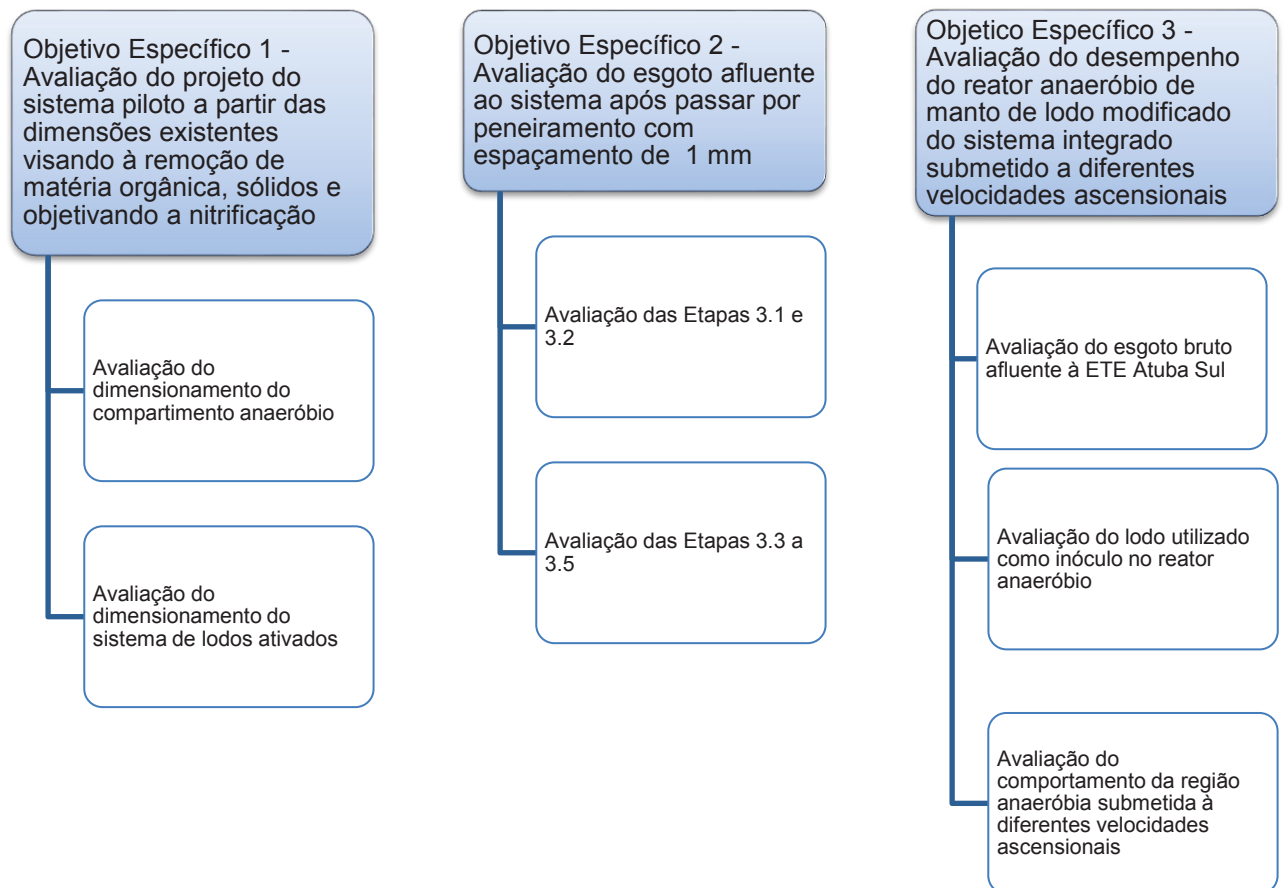


FONTE: a Autora (2020)

3.3 MÉTODOS

A pesquisa foi dividida conforme FIGURA 23. Para a realização das etapas descritas neste organograma, foram adotados alguns procedimentos para a avaliação do sistema por meio do monitoramento, que foram descritos na sequência do trabalho.

FIGURA 23 – ESQUEMA DAS ETAPAS DA PESQUISA



FONTE: a Autora (2020)

3.3.1 Revisão do projeto do reator piloto

Antes da análise dos resultados, obtidos pelo monitoramento do sistema de tratamento de esgoto sanitário proposto, é necessária a verificação de parâmetros básicos utilizados no projeto destas unidades, que podem influenciar no desempenho do mesmo. Para isso foram analisadas, separadamente, as dimensões e as características do reator anaeróbico e do sistema de lodos ativados, implantados na

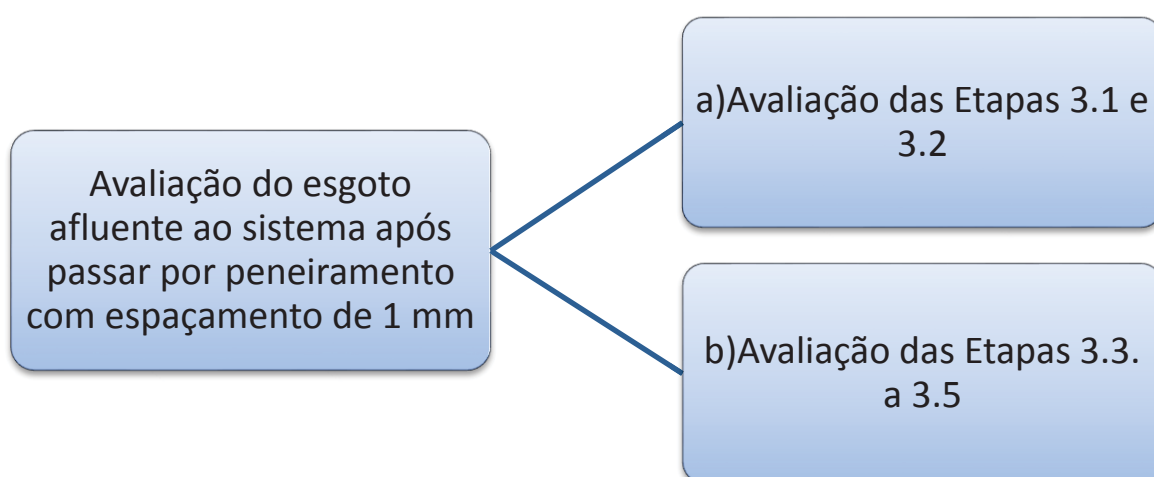
ETE Atuba Sul, e comparando com normas técnicas, a prática dos projetos e outros estudos.

A vazão utilizada para esta revisão foi de 5,1 L/s ou 438 m³/d, que corresponde a vazão que permite velocidade ascensional de 0,5 m/h no reator anaeróbio. Para os cálculos que necessitaram da carga afluyente, foram consideradas as concentrações de parâmetros atribuídos ao esgoto bruto de literatura, sem considerar a interferência do peneiramento com espaçamento de 1 mm.

3.3.2 Avaliação do esgoto afluyente ao sistema após passar por peneiramento com espaçamento de 1 mm

Esta avaliação pode ser dividida em duas componentes: a primeira engloba as etapas 3.1 e 3.2, as primeiras da operação do equipamento piloto, e a segunda considera as etapas 3.3 a 3.5 de funcionamento do sistema em estudo. Foram observados os parâmetros DBO, DQO e SST em cada etapa, antes e depois da peneira. A avaliação foi dividida dessa maneira porque foi considerado que a etapa 3.1 foi de aclimação do sistema e pela curta duração da etapa 3.2, essa foi agrupada à primeira. Já as demais etapas foram qualificadas como representativas da operação do sistema.

FIGURA 24 – ESQUEMA DO OBJETIVO ESPECÍFICO 2 DA PESQUISA



FONTE: a Autora (2020)

Os monitoramentos tiveram início em 20 de fevereiro de 2019. Para o esgoto bruto, afluente à peneira, foram realizadas coletas até o dia 5 de junho de 2019. A partir dessa data foram utilizados dados dos boletins operacionais da ETE Atuba Sul para os parâmetros DBO e DQO, fornecidos pela SANEPAR. Para avaliação do parâmetro SST foram utilizados os boletins da ETE durante todo o período de monitoramento do sistema piloto.

As coletas tiveram início no dia 20 de fevereiro de 2019 com uma coleta antes da entrada de vazão contínua no sistema. Depois dessa coleta o sistema iniciou a operação com vazão de 6 m³/h. Até o dia 29 de março de 2019 foi considerada a partida do sistema, sendo que no primeiro dia de abril foi considerado que o sistema passou a operar em regime. Foram realizadas coletas três vezes por semana, às segundas, quartas e sextas-feiras, como descrito na TABELA 15. A partir do dia 25 de junho, quando o monitoramento já se encontrava na etapa 3.4, as coletas passaram a ser realizadas às terças e quintas-feiras, pois se observou que o esgoto coletado nas segundas-feiras possuía características distintas aos demais dias de coleta, apresentando menor carga orgânica.

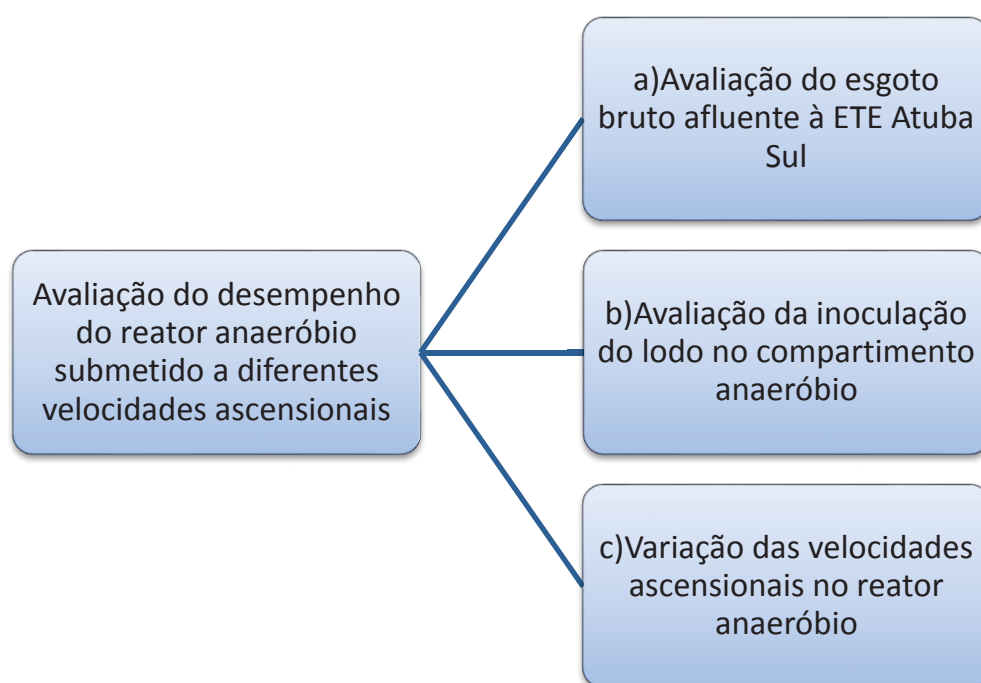
As coletas terminaram dia 05 de setembro de 2019. A partir dessa data o reator foi paralisado para adequação do sistema com relação às alterações previstas na segunda fase da pesquisa e que foram descritas na FIGURA 13.

3.3.3 Avaliação do desempenho do reator anaeróbico modificado submetido a diferentes velocidades ascensionais

Esta avaliação pode ser dividida em três aspectos, conforme o esquema da FIGURA 25. Para avaliar o item a do esquema foram analisados os boletins operacionais da ETE Atuba Sul entre janeiro de 2017 a setembro de 2018 com dados de DBO, DQO e SST. Após o início dos monitoramentos, que ocorreram em 20 de fevereiro de 2019, também continuaram a ser realizadas coletas no efluente do esgoto bruto até o dia 5 de junho de 2019. A partir dessa data foram utilizados dados dos boletins operacionais da ETE Atuba Sul para os parâmetros DBO e DQO. Para o parâmetro SST do esgoto bruto foram utilizados os boletins da ETE durante todo o período de monitoramento do sistema piloto.

Já para a avaliação do item b foi realizada análise do lodo anaeróbio inoculado no sistema. Foram inoculados 90 m³ de lodo anaeróbio nos dias 23 e 24 de outubro de 2018. Esse lodo foi retirado de reatores UASB operando na ETE Passaúna, situada na Região Metropolitana de Curitiba. Foram realizadas a análise de atividade metanogênica específica (AME), determinação de sólidos totais e voláteis do mesmo, a fim de se conhecer a sua qualidade, e os valores obtidos foram comparados com os encontrados para lodos de outras estações próximas. Um resumo dos procedimentos adotados para esta análise pode ser observado no APÊNDICE 4.

FIGURA 25 – ESQUEMA DOS ASPECTOS REFERENTES À AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DO REATOR ANAERÓBIO SUBMETIDO À DIFERENTES VELOCIDADES ASCENSIONAIS.



FONTE: a Autora (2020)

Por fim, a avaliação do item c consistiu na imposição de diferentes vazões de entrada, que resultaram em diferentes velocidades ascensionais no reator anaeróbio. As características de cada etapa podem ser observadas na TABELA 13.

TABELA 13 - ETAPAS DE AVALIAÇÃO DE VERIFICAÇÃO DAS VELOCIDADES ASCENSIONAIS NO REATOR ANAERÓBIO

Etapa	Vazão de entrada (L/s)	Vazão de entrada (m³/h)	Velocidade ascensional (m/h)	TDH (h)
3.1	1,7	6	0,16	21,3
3.2	2,5	9	0,25	14,2
3.3	3,3	12	0,33	10,7
3.4	4,2	15	0,41	8,5
3.5	5	18	0,49	7,1

NOTA: Data de execução das etapas: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03; Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 01-08; Etapa 3.5: 08-08 até 05-09

FONTE: a Autora (2019)

Para a avaliação de cada etapa foram realizadas as análises descritas na TABELA 14 e 15 com os locais de amostragem de acordo com a numeração apresentada na FIGURA 26.

TABELA 14 – PLANO DE TRABALHO DO EQUIPAMENTO PILOTO – FASE LÍQUIDA

Parâmetro	Frequência	Local da Amostragem
AGV	3/semana	3
Alcalinidade	3/semana	3
DBO	3/semana	1, 2, 3 e 4
DQO Solúvel	3/semana	3 e 4
DQO Total	3/semana	1, 2, 3 e 4
pH	diária	2, 3 e 4
S. Sed.	3/semana	2, 3 e 4
SST	3/semana	2, 3 e 4
SSV	3/semana	2, 3 e 4
Temperatura	diária	1, 2, 3 e 4

FONTE: a Autora (2019)

TABELA 15 - PLANO DE TRABALHO DO EQUIPAMENTO PILOTO – FASE SÓLIDA

Parâmetro	Frequência	Local da Amostragem
AME	bimestral	5
SST	semanal	6
SSV	semanal	6
ST	semanal	5
SVT	semanal	5

FONTE: a Autora (2019)

As coletas tiveram início no dia 20 de fevereiro de 2019 com uma coleta antes da entrada de vazão contínua no sistema. Depois dessa coleta o sistema iniciou a

operação com vazão de 6 m³/h. Até o dia 29 de março de 2019 foi considerada a partida do sistema, sendo que no primeiro dia de abril foi considerado que o sistema passou a operar em regime. Foram realizadas coletas três vezes por semana, às segundas, quartas e sextas-feiras, como descrito na TABELA 14. A partir do dia 25 de junho, quando o monitoramento já se encontrava na etapa 4, as coletas passaram a ser realizadas às terças e quintas-feiras, pois se observou que o esgoto coletado nas segundas-feiras possuía características distintas aos demais dias de coleta, apresentando menor carga orgânica.

As coletas da primeira fase terminaram dia 05 de setembro de 2019. A partir dessa data o reator foi paralisado para adequação do sistema com relação às alterações previstas na segunda fase e que foram descritas na FIGURA 13.

3.3.3.1 Análise e Preservação das Amostras

As análises físico-químicas realizadas na etapa de monitoramento estão descritas nas TABELAS 16 e 17. Estas tabelas também incluem os procedimentos adotados para preservação das amostras. Vale ressaltar que todas as análises são realizadas em triplicata, nos laboratórios de análise da Sanepar e da UFPR, com exceção do pH e da temperatura que são realizadas em campo logo após a coleta.

As análises de DBO, DQO, SST, SSV e S. Sed. do efluente, SST e SSV do lodo aeróbio e ST e STV do lodo anaeróbio foram feitas no Laboratório de Efluentes da GPIN (Gerência de Pesquisa e Inovação) na Sanepar. Já as análises de Alcalinidade e AGV do efluente anaeróbio e AME do lodo anaeróbio ocorreram no Laboratório de Análises Ambientais (LABEAM) do DHS (Departamento de Hidráulica e Saneamento) da UFPR.

TABELA 16 - ANÁLISES REALIZADAS PARA CARACTERIZAÇÃO DA FASE LÍQUIDA DO MONITORAMENTO DO SISTEMA

Parâmetro	Método de Análise	Prazo recomendado para análise	Preservação
AGV	Titulométrico	24 horas	Refrigeração ($T \leq 4^{\circ}\text{C}$)
Alcalinidade	Titulométrico	24 horas	Refrigeração ($T \leq 4^{\circ}\text{C}$)
DBO	Manométrico	24 horas	Refrigeração ($T \leq 4^{\circ}\text{C}$)
DQO Solúvel	Espectrofotométrico	7 dias	Refrigeração ($T \leq 4^{\circ}\text{C}$)
DQO Total	Espectrofotométrico	7 dias	Refrigeração ($T \leq 4^{\circ}\text{C}$)
Ph	Potenciométrico	Imediatamente após a coleta	-
S. Sed.	Volumétrico	7 dias	Refrigeração ($T \leq 4^{\circ}\text{C}$)
SST	Gravimétrico	7 dias	Refrigeração ($T \leq 4^{\circ}\text{C}$)
SSV	Gravimétrico	7 dias	Refrigeração ($T \leq 4^{\circ}\text{C}$)
Temperatura	-	Imediatamente após a coleta	-

FONTE: a Autora (2019)

TABELA 17 - ANÁLISES REALIZADAS PARA CARACTERIZAÇÃO DA FASE SÓLIDA DO MONITORAMENTO DO SISTEMA

Parâmetro	Método de Análise	Prazo recomendado para análise	Preservação
AME	Volumétrico	-	Refrigeração ($T \leq 4^{\circ}\text{C}$)
SST	Gravimétrico	7 dias	Refrigeração ($T \leq 4^{\circ}\text{C}$)
SSV	Gravimétrico	7 dias	Refrigeração ($T \leq 4^{\circ}\text{C}$)
ST	Gravimétrico	7 dias	Refrigeração ($T \leq 4^{\circ}\text{C}$)
SVT	Gravimétrico	7 dias	Refrigeração ($T \leq 4^{\circ}\text{C}$)

Nota: Não existe um prazo recomendado para AME. Apenas para a quantidade de lodo a ser usada no ensaio é realizada a análise de ST que tem prazo de 20 dias para realização.

FONTE: a Autora (2019)

Com relação à preservação, as amostras coletadas foram transportadas em caixas térmicas e encaminhadas aos respectivos laboratórios responsáveis pelas análises, nos quais eram mantidas sob refrigeração. Todas essas etapas foram executadas de acordo com o *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2012).

3.3.3.2 Coleta das Amostras

As coletas foram realizadas de maneira pontual, geralmente no período da manhã. Foram previstos quatro pontos de coleta para a fase líquida, dois pontos para a fase sólida e um ponto de coleta de biogás. Na FIGURA 26 estão localizados os

pontos de coleta. O ponto 1 é o ponto de coleta do esgoto bruto, que fica após o desarenador da ETE Atuba Sul, próximo da bomba que encaminha o efluente para a peneira do sistema piloto. O ponto 2 é o efluente após a peneira, e a coleta é realizada na caixa de armazenagem do líquido após a passagem por este dispositivo. O ponto 3 é a coleta do efluente anaeróbio, realizado em uma torneira instalada no sistema piloto. O ponto 4 é o ponto de coleta do efluente aeróbio. Para a fase sólida foram realizadas coletas no ponto 5 de lodo anaeróbio e para o lodo aeróbio no ponto 6. O biogás seria coletado no ponto 7. Por fim, as amostras referentes ao decantador externo seriam coletadas no ponto 8.

Apesar da FIGURA 26 mostrar os pontos de coleta do biogás e no decantador externo, pontos 7 e 8, respectivamente, não foram realizadas coletas nestes pontos para esta Dissertação. Porém como estas unidades foram instaladas após o término das coletas, mas durante o desenvolvimento deste trabalho, optou-se por manter a visualização destes pontos, que foram discutidos no item 4.1.

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

O detalhamento das informações utilizadas no desenvolvimento desta dissertação está apresentado nos Apêndices. Assim o pré-dimensionamento do reator anaeróbio e do sistema de lodos ativados, os valores referentes ao esgoto bruto afluente à ETE em período anterior ao monitoramento, os procedimentos utilizados para avaliação do lodo inoculado no compartimento anaeróbio e os resultados das análises físico-químicas estão respectivamente nos Apêndices 1, 2, 3, 4 e 5.

4.1 AVALIAÇÃO DO SISTEMA PILOTO A PARTIR DAS DIMENSÕES EXISTENTES

Para o pré-dimensionamento do reator anaeróbio e sistema de lodos ativados foram utilizadas concentrações relatadas pela literatura para o esgoto considerado forte (JORDÃO; PÊSSOA, 2011). Barea *et al.* (2019) analisaram as concentrações para os parâmetros DBO, DQO e SST no esgoto bruto afluente à ETE Atuba Sul antes do início do monitoramento do sistema piloto, que resultaram em valores médios menores do que é reportado pela literatura. Para que o pré-dimensionamento apresentasse margem de segurança foram adotados os valores encontrados na literatura. Além disso, o esgoto enviado para tratamento no equipamento em estudo é retirado após passar pelo sistema preliminar da ETE Atuba Sul, por isso foi realizada uma breve avaliação do gradeamento e do desarenador.

4.1.1 Análise do sistema preliminar existente na ETE Atuba Sul

A ETE Atuba Sul tem como tratamento preliminar gradeamento e desarenador. Como forma de comparação, foi elaborada a TABELA 18 com um resumo dos principais parâmetros utilizados para o dimensionamento e realizada a comparação com a NBR 12.209 (ABNT, 2011), a prática de projetos e outros estudos. Os subitens a seguir apresentam mais detalhes sobre a tabela.

TABELA 18 - RESUMO DE ALGUNS PARÂMETROS UTILIZADOS NO DIMENSIONAMENTO DO SISTEMA PRELIMINAR

Parâmetro/ Unidade	NBR 12209/2011	Relatos da Literatura	Sistema Piloto
Tratamento Preliminar	Dispositivo com abertura inferior a 12 mm para sistema com vazão máxima até 100 L/s	Gradeamento grosseiro e médio, desarenador e dispositivo para remoção de óleos e graxas (Vieira; Garcia Júnior, 1992)	Recebe esgoto após passar por sistema preliminar da ETE Atuba Sul, formado por gradeamento e desarenador
		Peneiras e desarenadores são relevantes no desempenho geral da ETE (Van Lier <i>et al.</i> , 2010)	
		O projeto inadequado pode causar a entrada de sólidos e areia no reator, levando a dificuldades no gerenciamento de lodo e espuma e a formação de zonas mortas dentro do mesmo (Chernicharo <i>et al.</i> , 2015)	

FONTE: a Autora (2020)

4.1.1.1 Tratamento Preliminar: Gradeamento

Vieira e Garcia Júnior (1992) recomendam a utilização dos seguintes dispositivos para melhor operação do reator UASB: gradeamento grosseiro - com espaçamento entre 40 a 100 mm (ABNT,2011), gradeamento médio – com espaçamento entre 20 a 40 mm (ABNT, 2011), desarenador, dispositivo para remoção de óleos e graxas para reduzir a formação de espuma e peneira estática ou rotativa para efluentes com grandes quantidades de fibras. Van Lier *et al.* (2010) também reforçam que unidades como peneiras e desarenadores são muito relevantes no desempenho geral da ETE. Chernicharo *et al.* (2015) também afirmam que o projeto inadequado do tratamento preliminar em ETEs com reatores UASB podem causar a entrada de grandes quantidades de sólidos e areia no reator, o que pode levar a dificuldades no gerenciamento de lodo e espuma e a formação de zonas mortas dentro do reator.

A NBR 12.209 (ABNT, 2011) recomenda a remoção de sólidos grosseiros e areia utilizando dispositivos com abertura inferior a 12 mm para sistemas com vazão

máxima de 100 L/s, o que é respeitado, já que o reator piloto foi projetado com vazão máxima de operação de 8,9 L/s. A ETE Atuba Sul possui gradeamento grosseiro manual com espaçamento de 80 mm e gradeamentos mecânicos tipo esteira com espaçamento de 3 mm com rosca transportadora helicoidal.

4.1.1.2 Tratamento Preliminar: Desarenador

O reator piloto utiliza o esgoto desarenado da ETE Atuba. O desarenador da ETE Atuba é de fluxo horizontal e seção quadrada, tipo “Door-Oliver”. Este modelo têm como características o formato quadrado em planta, velocidade de 0,3 m/s para a vazão máxima e baixa profundidade – entre 0,5 a 1,1 m. Esta unidade é dimensionada com taxas de aplicação superficial entre 600 a 1.300 m³/m².d (Baréa *et al.*, 2015). A NBR 12.209 (ABNT, 2011) preconiza a adoção de limite superior de 1.000 m³/m².d quando o sistema não apresenta decantador primário, como é o caso da ETE mencionada.

Neste desarenador a areia retida no fundo da unidade é removida, por uma ponte raspadora giratória, para um poço na lateral do tanque. A partir deste local é direcionada a uma rampa inclinada para cima, por um mecanismo de “vai e vem” com rastelos paralelos. Nesta rampa os sólidos orgânicos são separados e retornam ao tanque. Ao chegar na porção final da rampa, a areia já está lavada e seca, podendo ser encaminhada para as caçambas (BARÉA *et al.*, 2015).

4.1.2 Verificação do dimensionamento do reator anaeróbio

Como forma de comparação, foi elaborada a TABELA 19 com um resumo dos principais parâmetros utilizados para o dimensionamento de reator anaeróbio do sistema piloto e realizada a comparação com a NBR 12.209 (ABNT, 2011), a prática de projetos e outros estudos. Os subitens a seguir apresentam mais detalhes sobre a tabela.

TABELA 19 - RESUMO DE ALGUNS PARÂMETROS UTILIZADOS NO DIMENSIONAMENTO DO COMPARTIMENTO ANAERÓBIO

Parâmetro/ Unidade	NBR 12209/2011	Relatos da Literatura	Sistema Piloto
Pré- Tratamento para reatores UASB	–	Utilizaram pré-tratamento para reatores UASB com decantador primário. Ao se analisar a eficiência do conjunto, ocorreu aumento na remoção da carga orgânica, alcançando a remoção de 69% para DQO e 80% para SST com a introdução do decantador primário. (Seghezzo <i>et al.</i> , 2002)	A entrada possui peneira com espaçamento de 1 mm
Altura útil total do reator	Entre 4 a 6 m	Entre 4 a 4,8 m (Vieira; Garcia Júnior, 1992)	3,5 m (Este piloto não possui o compartimento de decantação)
Pontos de distribuição de esgoto	Os pontos de descarga devem corresponder a área máxima de 3 m ²	Um ponto de descarga de esgoto no reator a cada 1 ou 2 m ² de superfície (Vieira; Garcia Júnior, 1992)	Distribuição de esgoto de maneira uniforme com diâmetro da abertura de uma polegada
		A descarga máxima deve estar restrita a uma área máxima de 4m ² (Van Lier <i>et al.</i> , 2010)	
Velocidade ascensional	Menor ou igual a 0,7 m/h. Para vazão máxima: 1,2 m/h	Não ultrapassar 1m/h. (Vieira; Garcia Júnior, 1992)	Para TDH de 8 horas: 0,4 m/h. Já para vazão máxima, o valor é de 0,9 m/h.
		Entre 0,5 a 0,6 m/h para a vazão média (Van Lier <i>et al.</i> , 2010)	

CONTINUA...

TABELA 19 - RESUMO DE ALGUNS PARÂMETROS UTILIZADOS NO DIMENSIONAMENTO DO COMPARTIMENTO ANAERÓBIO

Parâmetro/ Unidade	NBR 12209/2011	Relatos da Literatura	Sistema Piloto
TDH	Considerar a temperatura média do esgoto no mês mais frio do ano (Para T entre 18 a 21°C, TDH é 8 horas)	TDH de 6 horas para vazão média de projeto (Vieira; Garcia Júnior, 1992)	Durante o ano de 2019, o esgoto teve temperaturas médias nos meses mais frios do ano na faixa de 18 a 21°C, o que corresponde ao TDH teórico de 8 horas.
		Os melhores resultados para remoção de DQO total ocorreram em TDH de 6 horas (Seghezzo <i>et al.</i> , 2002)	
		O melhor resultado obtido foi para TDH de 8 horas (Azimi; Zamanzadeh, 2004)	
		TDH para a vazão média é adotada faixa entre 8 a 12 horas e para a vazão máxima 4 horas (Van Lier <i>et al.</i> , 2010)	
Inclinação das paredes do compartimento de decantação	Igual ou maior que 50°	Mesma inclinação (Van Lier <i>et al.</i> , 2010)	Não possui este compartimento
Sistema de amostragem de lodo	Pontos localizados desde o fundo até o nível de entrada do compartimento de decantação	Mesma recomendação (Vieira; Garcia Júnior, 1992)	Alturas de amostragem de 0,1 até 3,1m, correspondendo a 6 pontos de coleta em altura total de 3,5 m

CONTINUA...

TABELA 19 - RESUMO DE ALGUNS PARÂMETROS UTILIZADOS NO DIMENSIONAMENTO DO COMPARTIMENTO ANAERÓBIO

Parâmetro/ Unidade	NBR 12209/2011	Relatos da Literatura	Sistema Piloto
Flare	Quando for realizada a coleta e não ocorrer o aproveitamento, deve ser realizada a queima completa	Para estações de pequeno porte é recomendado queimador aberto por possuírem baixo custo de investimento e facilidade de instalação, porém a eficiência pode ser inferior a 50% (Possetti <i>et al.</i> , 2018)	O sistema piloto possui queimador de biogás do tipo aberto e sistema de ignição automático
Escuma	Previsão de dispositivo para retirada de escuma	Na zona de decantação podem ser previstos dispositivos mecânicos ou manuais de coleta em calhas superficiais transversais na zona de decantação. Na câmara de gás pode ser utilizado sistema de hidrojateamento automatizado e sistema de retirada com atuação continuada. (Baréa <i>et al.</i> , 2015)	Na Fase 1 a escuma ficou acumulada no topo do compartimento anaeróbio, sem ter como ser removida. Na Fase 2 foi instalado dispositivo para permitir a retirada da escuma.
		Quando o lodo é retirado com mais frequência do reator anaeróbio, este tende a produzir menos escuma na área de decantação (Ross, 2015)	

FONTE: a Autora (2020)

4.1.2.1 Tratamento Preliminar do Sistema Piloto: Peneira com Espaçamento de 1 mm

Além do tratamento preliminar da ETE Atuba, formado por gradeamento e desarenador, ambos mecanizados, a entrada do sistema em estudo possui peneira com espaçamento de 1 mm. Seghezze *et al.* (2002) também estudaram pré-tratamento para reatores UASB, mas nesse caso com decantador primário. Só esta unidade atingiu eficiências de remoção de 32% para DQO e 41% para SST. Ao se analisar a eficiência do conjunto, alcançou a remoção de 69% para DQO e 80% para

SST. Acredita-se que a peneira do sistema em estudo apresente comportamento próximo de decantador primário, este comportamento será verificado após o início da operação do reator piloto.

4.1.2.2 Reator Anaeróbio

Para a análise do reator anaeróbio, foi realizado pré-dimensionamento de uma unidade seguindo as recomendações da NBR 12.209 (ABNT, 2011) para a mesma vazão de entrada do sistema piloto, e então realizada a comparação dos parâmetros da unidade instalada. Esse pré-dimensionamento pode ser observado no Apêndice 1.

a) Tempo de Detenção Hidráulica - TDH

Com relação ao TDH a NBR 12.209 (ABNT, 2011) recomenda que para o cálculo seja usada a temperatura média do esgoto no mês mais frio do ano. Para o caso do sistema piloto em estudo, a temperatura, avaliada durante a pesquisa, esteve na faixa de 18°C a 21°C no ano de 2019, o que valida a aplicação de um TDH de 8 horas. Esse valor corresponde a um valor de vazão afluyente de 16 m³/h e o reator com volume de 128 m³ pode operar com vazão máxima de 32 m³/h, que corresponde a TDH de 4 horas.

Vieira e Garcia Júnior (1992) frisam em seu estudo que o fator limitante do projeto de um reator UASB é hidráulico porque a carga orgânica aplicada no esgoto doméstico é geralmente baixa e recomendam TDH de 6 horas para vazão média de projeto. Seghezzeo *et al.* (2002) realizaram estudos em reatores anaeróbios que tiveram como temperatura média no esgoto afluyente de 16°C no inverno e 25°C no verão. Observaram que os melhores resultados para remoção de DQO total ocorreram em TDH de 6 horas. Para TDH menores, os pesquisadores relataram a ocorrência do fenômeno da “lavagem” (*wash out*) do lodo, o que eles consideraram que pode ser uma justificativa para as baixas eficiências de remoção do reator. Por sua vez, para TDH maiores, que consequentemente resultam em velocidades ascensionais mais baixas, também se observou queda nas eficiências, o que pode ter sido resultado do menor contato entre esgoto e lodo possivelmente causado pela formação de canais preferenciais no lodo ou pela baixa formação de biogás.

Azimi e Zamanzadeh (2004) também realizaram testes com diferentes TDHs para reator UASB. Para temperaturas entre 20 a 22°C, período frio do local do estudo, o melhor resultado obtido foi para TDH de 8 horas. Esse estudo também ressalta que o projeto do reator UASB deve ser baseado nas condições críticas, ou seja, realizar projeto para operação no período frio, usando TDH de 8 horas assim como preconiza a NBR 12.209 (ABNT, 2011). A partir desses estudos os pesquisadores concluíram que o reator UASB pode ser usado como alternativa de pré-tratamento para estações em regiões de clima quente. Van Lier *et al.* (2010) relataram os critérios utilizados no projeto de reatores UASB na Índia, e com relação ao TDH para a vazão média é adotada faixa entre 8 a 12 horas e para a vazão máxima 4 horas.

De acordo com as informações levantadas, caso opere com vazão de 16 m³/h o reator estará com TDH mais indicado pelos autores visitados, as vazões maiores poderão comprometer a qualidade do efluente acarretando em uma carga maior a ser tratada pelo sistema aeróbio.

b) Outras Dimensões e Verificações

Com relação à altura útil total do reator a NBR 12.209 (ABNT, 2011) recomenda valores entre 4 a 6 m. O reator piloto tem altura útil de 3,5 m, lembrando que este modelo em estudo não possui compartimento de decantação, ficando um pouco abaixo do recomendado pela norma. Vieira e Garcia Júnior (1992) comentam que a altura total do reator deve ficar entre 4 a 4,8 m, o que condiz com a norma brasileira. No caso deste reator piloto, para efeito de comparação, deve-se utilizar a altura do manto de lodo de um reator convencional, que tem altura de cerca de 2,5 m, para tentar diminuir a possibilidade de arraste do manto de lodo junto com a porção líquida para o compartimento aeróbio.

Para a velocidade ascensional, a recomendação da NBR 12.209 (ABNT, 2011) é de 0,7 m/h e 1,2 m/h para vazão máxima. Para operação do reator piloto com TDH de 8 horas e área em planta de 36,5 m² (diâmetro de 6,83 m), a velocidade ascensional correspondente é de 0,4 m/h, quase metade do valor recomendado pela norma. Já para operação com vazão máxima, o valor obtido é de 0,9 m/h, sendo este dentro da faixa indicada pela norma. Vieira e Garcia Júnior (1992) recomendam que o valor não ultrapasse 1m/h. Van Lier *et al.* (2010) comentam que nos projetos de

reatores UASB indianos a recomendação é que a velocidade ascensional esteja entre 0,5 a 0,6 m/h para a vazão média.

Com relação aos pontos de distribuição de esgoto, a NBR 12.209 (ABNT, 2011) preconiza a utilização de tubos com diâmetro mínimo de 75 mm e que cada ponto de descarga de esgoto deve estar restrito a uma área máxima de aplicação de 3 m². O reator em estudo tem distribuição de esgoto de maneira uniforme, com cinco tubulações perfuradas no fundo do reator, com diâmetro da abertura de 25,4 mm, inferior ao valor descrito na norma, 75 mm (ABNT, 2011). O reator anaeróbio tradicional tem tubulações que saem do distribuidor de esgoto, na parte superior (ver FIGURA 3), e são direcionadas de maneira a cobrir uma área semelhante. No caso do dimensionamento do Apêndice 1, foi adotada área de influência por tubo de distribuição de 2,25 m², o que significou a adoção de 18 tubos.

Vieira e Garcia Júnior (1992) comentam que deve existir um ponto de descarga de esgoto no reator a cada 1 ou 2 m² de superfície. Esses autores também recomendam distância de 20 cm do ponto de descarga até o fundo do reator, dentro do que a norma brasileira recomenda, com valor de 10 a 20 cm esse afastamento. Van Lier *et al.* (2010) relatam que, em projetos indianos para este tipo de reator, a descarga máxima deve estar restrita a uma área máxima de 4 m².

Uma questão preconizada pela NBR 12.209 (ABNT, 2011) é a identificação dos pontos de entupimento no sistema de distribuição do esgoto. A distribuição do esgoto é realizada de forma pressurizada no equipamento em estudo, o que pode impedir este tipo de problema. Chernicharo *et al.* (2015) comentam que a distribuição de vazão de maneira desigual no reator resulta em velocidades ascensionais distintas, criando caminhos preferenciais. Tradicionalmente a distribuição do esgoto, por gravidade, é realizada em vertedores circulares, localizados na superfície dos reatores, conectados a tubulações que tentam distribuir o esgoto de maneira mais igualitária possível, no fundo do reator.

Para o sistema de amostragem de lodo a NBR 12.209 (ABNT, 2011) recomenda que os pontos estejam localizados desde o fundo até o nível de entrada do compartimento de decantação. Vieira e Garcia Júnior (1992) também fazem a mesma recomendação. Apesar do reator em estudo não possuir compartimento de decantação, foi equipado com vários pontos de amostragem, com alturas que variam de 0,1 até 3,1m, correspondendo a 6 pontos de coleta. Campos *et al.* (1999) reforçam

que o monitoramento contínuo da biomassa do reator permitirá estabelecer rotina de descarte (quantidade e frequência) e determinar os pontos para sua realização, como função dos resultados dos testes de Atividade Metanogênica Específica (AME) e das características do lodo. Aisse (2000) recomenda a drenagem regular do reator para remoção do lodo excedente. O autor também sugere que o perfil de sólidos seja amostrado em pelo menos três alturas.

Uma questão de relevada importância apontada por Chernicharo *et al.* (2015) é a escolha de materiais para a construção do reator, pois pode influenciar em problemas de corrosão no concreto e nas estruturas metálicas do reator. O reator piloto foi construído em aço carbono (tipo A-36) com pintura nas porções interna, externa e na face externa do fundo. Na face interna foi realizada pintura de uma camada de tinta epóxi óxido de ferro poliamina para imersão e mais três camadas de tinta epóxi de alta espessura bicomponente, isenta de alcatrão de hulha, com alta resistência química e à umidade e imersão em água doce ou salgada. Para a face externa foi realizada pintura de uma camada de tinta epóxi óxido de ferro poliamina para imersão, uma camada de primer epóxi-isocianato e por fim uma camada de poliuretano acrílico alifático de alta espessura, bicomponente, que possui resistência ao intemperismo. Por fim, para a face externa do fundo também foram usadas duas camadas de tinta epóxi de alta espessura bicomponente. Baréa *et al.* (2015) recomendam que superfícies sujeitas à corrosão química recebam camada de proteção, por exemplo com base em resinas de silicato ou epóxi.

c) Separador de Fases

O reator anaeróbio presente no equipamento piloto não possui separador de fases (sólido, líquido e biogás) interno. Na Fase 1 o sistema operou sem nenhum dispositivo para separação das fases do tratamento anaeróbio. Já na Fase 2 foi instalado decantador lamelar externamente para operar como separador de fases (sólido e líquido).

Este decantador lamelar externo, com volume de 26,6 m³ e área em planta de 12,8 m², tem taxa de aplicação superficial de 37,5 m³/m².d ou 1,56 m³/m².h para vazão de 5,6 L/s. A NBR 12.209 (ABNT, 2011) preconiza que a taxa no compartimento de decantação seja menor ou igual a 1,2 m³/m².h. Vale ressaltar que esse decantador é

diferente do modelo tradicionalmente adotado em reatores anaeróbios por possuir placas e o fluxo hidráulico, no seu interior, ser horizontal. Caso fosse dimensionado um decantador tradicional, como pode ser visto no apêndice 1, atingiria TAS de $0,66 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$ para as características descritas.

Outro fator importante é o tempo de detenção hidráulico, que no caso desta unidade é de 1,33 h para a vazão de 5,6 L/s. Este valor está um pouco abaixo da recomendação da NBR 12.209 (ABNT, 2011) que sugere tempo acima de 1,5 h para vazão média no dispositivo. Assim como para TAS, o Apêndice 1 apresenta o dimensionamento de decantador tradicional, que teria valor de TDH de 1,5 h.

Um fator importante ressaltado por Santos, Chaves e Van Haandel (2016) é o projeto do separador de fases do reator UASB, pois seu funcionamento eficiente significa maior retenção de lodo no equipamento (manto de lodo), diminuindo a quantidade de sólidos sedimentáveis no efluente. O reator anaeróbio analisado nesta pesquisa não possui originalmente (Fase 1) o separador de fases, o que pode significar alguma diminuição de eficiência de remoção. Foi escolhido utilizar essa condição para testar a possibilidade de controle da suspensão do manto de lodo apenas com a restrição da vazão de entrada no sistema. Ao mesmo tempo, seriam diminuídos os custos de construção do sistema, com a dispensa da construção do separador de fases e a consequente redução da altura total do reator.

A NBR 12.209 (ABNT, 2011) preconiza inclinação igual ou maior que 50° para as paredes do compartimento de decantação o que também é adotado nas recomendações de projetos para reatores UASB citadas por Van Lier *et al.* (2010). Estas recomendações se aplicam ao modelo convencional de separador de fases. Assim como para TDH e TAS, se fosse utilizado um decantador convencional, presente no Apêndice 1, obteve-se inclinação de 60° para o separador de fases convencional.

Como pode ser visto nos parágrafos anteriores, o compartimento anaeróbio do reator piloto foi projetado obedecendo a recomendações da norma brasileira para vários parâmetros. Alguns dos requisitos que foram dimensionados com outros valores podem prejudicar de alguma forma o funcionamento do reator.

4.1.2.3 Estimativa da Produção de Biogás

Para esta estimativa da produção de biogás foi usada como base a tabela apresentada no item 2.2.3.5 da Revisão bibliográfica desta Dissertação (LOBATO, CHERNICHARO e SOUZA, 2012). Considerando o cenário conservador, de 42,2 NL/m³ de esgoto, a expectativa é a produção de 18.484 NL/d. Por sua vez se for considerado o cenário otimista, de 81,3 NL/m³ de esgoto, a expectativa é de 35.609 NL/d. O valor obtido no pré-dimensionamento apresentado no Apêndice 1, a partir da carga aplicada em termos de DQO, está condizente com a faixa de valores apresentada, que obteve vazão de 68 m³/d de biogás.

Quando é considerada a expectativa de produção por habitante atendido pelo sistema de tratamento, o cenário conservador tem como valor 9,8 NL/hab.d, o que para este sistema representa 24.500 NL/d. Por sua vez, para o cenário típico com valor de 13,6 NL/hab.d para este sistema representa 34.000 NL/d. Duarte (2019) encontrou em sua pesquisa, em ETE na região de Curitiba-PR, taxa de produção per capita de 4,51 NL/hab.d. O mesmo pesquisador relatou que a porcentagem de metano no biogás, durante seus estudos, esteve na faixa de 75 a 87,5%. O pré-dimensionamento apresentado no Apêndice 1 utilizou a porcentagem de 75% de metano no biogás, valor adequado a faixa encontrada por Duarte (2019).

Estes valores foram utilizados para especificação do medidor de biogás, da marca RITTER modelo TG 25-6, com faixa de medição de 50 a 7.000 L/h (1.200 a 168.000 NL/d), e permitir a comparação com os valores obtidos no monitoramento do sistema piloto.

Com relação ao biogás, a norma brasileira recomenda que quando este for coletado e não aproveitado, deve ser realizada a queima completa. O sistema piloto possui queimador de biogás do tipo aberto. Além disso, assim como preconiza esta norma, o queimador também conta com sistema de ignição automático.

4.1.2.4 Escuma

A NBR 12.209 (ABNT, 2011) prevê dispositivo para retirada de espuma, porém não fornece outros detalhes. Também não há consenso entre os projetistas de reatores UASB sobre o sistema a ser utilizado. Baréa *et al.* (2015) comentam sobre algumas soluções utilizadas na zona de decantação e câmara de gás. Para a primeira

região podem ser previstos dispositivos mecânicos ou manuais de coleta em calhas superficiais transversais na zona de decantação. Já para a segunda região pode ser utilizado sistema de hidrojateamento automatizado nas câmaras de gás e sistema de retirada com atuação continuada. Para essa retirada sugere-se a instalação de dispositivos submersos ligados a válvulas de saída ou comportas, ambas automatizadas.

No caso do sistema em estudo, a espuma era acumulada no topo do compartimento anaeróbio, chegando a obstruir a saída do biogás. Quando eram realizados procedimentos de limpeza do decantador e drenagem do lavador de gases era causada turbulência que permitia a saída do biogás, porém a espuma continuava no interior do reator. Na Fase 2 foi instalado dispositivo para permitir a retirada e evitar o acúmulo da espuma. Em seus estudos Ross (2015) observou que quando o lodo é retirado com mais frequência do reator anaeróbio, este tende a produzir menos espuma na área de decantação. A pesquisadora também observou que é possível gerenciar lodo e espuma de forma conjunta na ETE.

4.1.2.5 Estimativa de Produção do Lodo Anaeróbio

Também foi realizada uma estimativa da produção de lodo anaeróbio. Foram adotados nesse dimensionamento o coeficiente de produção de sólidos, que tem variação de 0,15 a 0,20 kgSST/kg DQO_{afluente}, o teor de sólidos no interior do reator tipo UASB, que está na faixa de 3 a 5% e a densidade do lodo. Com todas essas variáveis foi obtido volume de 1,5 m³/d a ser removido periodicamente do reator, para posterior desaguamento e disposição final.

4.1.3 Verificação do Dimensionamento do Sistema de Lodos Ativados

O projeto visou subsidiar e interpretar a operação do sistema de lodos ativados de duas maneiras: a primeira como processo convencional e posteriormente como aeração prolongada. Estes dimensionamentos foram realizados com base no atendimento as fases da pesquisa posteriores a esta Dissertação. O pré-dimensionamento detalhado pode ser visto no Apêndice 2. Neste capítulo foram apresentados e discutidos os resultados obtidos. Este dimensionamento utilizou as

recomendações de Von Sperling et al. (2001) e Jordão e Pêsoa (2011), além de observar os parâmetros citados no item 2.2.4 da Dissertação.

Assim como foi comentado no item sobre reatores anaeróbios, para sistemas de lodos ativados a NBR 12.209 (ABNT, 2011) também recomenda a instalação de sistemas para a remoção de sólidos grosseiros e areia antes destas unidades. Outra recomendação desta mesma norma é que o tempo de detenção hidráulica não pode ser utilizado como parâmetro determinante no dimensionamento.

4.1.3.1 Processo de Lodos Ativados Convencional

Foi utilizada a metodologia da cinética de Marais para obtenção do volume necessário para o tanque de aeração. Neste caso foi utilizada a idade do lodo de 6 dias. Os parâmetros adotados podem ser vistos na TABELA 20. Nesta tabela também podem ser observados alguns resultados e a comparação com os valores reais do sistema. Foram usadas recomendações presentes na NBR 12.209 ou indicações encontradas na literatura. O dimensionamento detalhado está no Apêndice 2.

TABELA 20 PARÂMETROS ADOTADOS NO DIMENSIONAMENTO DE SISTEMA DE LODOS ATIVADOS CONVENCIONAL UTILIZANDO CINÉTICA DE MARAIS

Parâmetro	Recomendado NBR ⁽¹⁾	Recomendado Literatura	Adotado	Calculado	Real
A/M (kg DBO/kg SSVTA.d)	0,20 a 0,70	0,25 a 0,40 ⁽²⁾	–	0,25	0,31
Idade do Lodo (dias)	4 a 15	6 a 10 ⁽²⁾	6	–	–
Concentração de sólidos TA (mg/L)	1500 a 4500	1500 a 2000 ⁽²⁾	1500	–	–
Volume (m ³)	–	–	–	207	165
Tempo de detenção (h)	–	3 a 5 ⁽²⁾	–	11,3	9,1
		4 a 8 horas ⁽³⁾			

Nota: ⁽¹⁾ NBR 12.209 (ABNT, 2011), ⁽²⁾ Von Sperling et al. (2001), ⁽³⁾ Jordão e Pêsoa (2011)

FONTE: a Autora (2020)

Ao utilizar a Cinética de Marais obteve-se volume de 207 m³, maior que o volume real. Foi usada idade do lodo de 6 dias, que está condizente com a faixa

descrita por Von Sperling *et al.* (2001), correspondendo a variação de 6 a 10 dias para sistemas de lodos ativados como pós-tratamento de reatores UASB.

Para o cálculo do tempo de detenção resultante foi utilizado o volume real e o obtido no pré-dimensionamento, resultando em 11,3 horas e 9,1 horas, respectivamente. Esses valores estão acima da faixa recomendada por Von Sperling *et al.* (2001), que citam a faixa de 3 a 5 horas bem como da variação citada por Jordão e Pêsoa (2011) citam a faixa de 4 a 8 horas

Outro parâmetro analisado foi a relação A/M, encontrou-se o valor de 0,25 kg DBO/kg SST.d, enquanto que para o volume real foi encontrado 0,31 kg DBO/kg SST.d. Para ambas determinações os valores estão dentro da faixa recomendada por Von Sperling *et al.* (2001), que citam a faixa de 0,25 a 0,40 kg DBO/kg SST.d, bem como da recomendação da NBR 12.209 (ABNT, 2011), cuja variação é de 0,20 a 0,70 kg DBO/kg SST.d para sistema de lodos ativados com aeração convencional.

Em relação à concentração de sólidos no interior do tanque de aeração a NBR 12.209 (ABNT, 2011) recomenda que a concentração esteja na faixa de 1.500 a 4.500 mg/L. Jordão e Pêsoa (2011) citam o valor de 2000 mg/L. Por isso, foi adotada a concentração de 1.500 mg/L, pois a unidade possui reator UASB a montante.

a) Estimativa de Produção de Lodo Aeróbio

Esta estimativa usou o valor real do volume do tanque de aeração (165 m³). A partir da concentração de sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração (1.500 mg/L) e da idade do lodo (6 dias) foi obtido volume de lodo a ser descartado por dia de 6,9 m³/d. Os lodos aeróbios, produzidos com esta idade do lodo, não estão estabilizados, devendo ser encaminhados a um digestor (reator UASB).

b) Estimativa de Consumo de Oxigênio no Tanque de Aeração

Foi calculada a potência necessária para o equipamento fornecer a quantidade de oxigênio essencial à operação do sistema para remoção da demanda carbonácea. Obteve-se potência de 7,6 HP e o equipamento instalado possui potência de 15 HP, portanto bem dimensionado para este fim.

Outra verificação realizada foi da vazão de ar necessária para a utilização de sistema de aeração por ar difuso. É necessária vazão de ar de 247 m³/h e o soprador instalado tem capacidade de 346 m³/h, sendo suficiente para o sistema em questão

4.1.3.2 Lodos Ativados Convencional Visando a Nitrificação

Para o dimensionamento do sistema de lodos ativados convencional visando a nitrificação foi utilizado a Cinética de Marais. Os parâmetros adotados e alguns resultados obtidos podem ser visualizados na TABELA 21. Foram usadas recomendações presentes na NBR 12.209 e indicações encontradas na literatura. O dimensionamento detalhado é encontrado no Apêndice 2.

TABELA 21 - PARÂMETROS ADOTADOS NO DIMENSIONAMENTO DE SISTEMA DE LODOS ATIVADOS CONVENCIONAL VISANDO A NITRIFICAÇÃO UTILIZANDO CINÉTICA DE MARAIS

Parâmetro	Recomendado NBR ⁽¹⁾	Recomendado Literatura	Adotado	Calculado	Real
A/M (kg DBO/kg SSVTA.d)	Inferior a 0,20	0,25 a 0,40 ⁽²⁾	–	0,22	0,23
Idade do Lodo (dias)	Função da temperatura do líquido	6 a 10 ⁽²⁾	10	–	–
Concentração de sólidos TA (mg/L)	1500 a 4500	1500 a 2000 ⁽²⁾	2000	–	–
Volume (m ³)	–	–	–	179	165
Tempo de detenção (h)	–	3 a 5 ⁽²⁾	–	9,8	9,1
		4 a 8 horas ⁽³⁾			

Nota: ⁽¹⁾ NBR 12.209 (ABNT, 2011), ⁽²⁾ Von Sperling *et al.* (2001), ⁽³⁾ Jordão e Pêsoa (2011)

FONTE: a Autora (2020)

Para este dimensionamento foi utilizada a Cinética de Marais obtendo-se volume de 179 m³, mais próximo do volume real (165 m³). Foi usada idade do lodo de 10 dias, que está condizente com a faixa descrita por Von Sperling *et al.* (2001), correspondendo a variação de 6 a 10 dias para sistemas de lodos ativados como pós-tratamento de reatores anaeróbios. A NBR 12.209 (ABNT, 2011) também preconiza idade do lodo para efluente de reator anaeróbio de acordo com a temperatura do

líquido para garantir a nitrificação. A sugestão é de idade do lodo de 10 dias para temperatura do líquido de 20°C e 20 dias para temperatura de 15°C. Como foi realizada a verificação da idade de lodo mínima necessária para a ocorrência da nitrificação de acordo com a recomendação de Jordão e Pêssoa (2011) e obteve-se 7 dias, foi adotada idade de lodo de 10 dias.

Para o cálculo do tempo de detenção resultante foi utilizado o volume real e o obtido no pré-dimensionamento, resultando em 9,1 horas e 9,8 horas, respectivamente. Esses valores estão acima das faixas recomendadas por Von Sperling *et al.* (2001) e Jordão e Pêssoa (2011), que citam a faixa de 3 a 5 horas e entre 4 a 8 horas, respectivamente.

Outro parâmetro analisado foi a relação A/M. Encontrou-se o valor de 0,23 kg DBO/kg SST.d para o volume real e 0,22 kg DBO/kg SST.d para o volume calculado no dimensionamento. O valor da relação para o volume real não se enquadra em nenhuma das recomendações apontadas, assim como o valor para o volume calculado.

Em relação à concentração de sólidos no interior do tanque de aeração a NBR 12.209 (ABNT,2011) recomenda que a concentração esteja na faixa de 1.500 a 4.500 mg/L no interior dos reatores biológicos. Por isso, foi adotada a concentração de 2.000 mg/L.

a) Estimativa de Produção de Lodo Aeróbio

Esta estimativa usou o valor real do volume do tanque de aeração (165 m³). A partir da concentração de sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração (2.000 mg/L) e da idade do lodo (10 dias) foi obtido volume de lodo a ser descartado por dia de 5,5 m³/d. Este volume é menor do que na estimativa anterior, porque foi considerada uma maior concentração de sólidos voláteis no tanque de aeração. Os lodos aeróbios, produzidos com esta idade do lodo, não estão estabilizados, devendo ser dirigidos a um digestor (reator UASB).

b) Estimativa de Consumo de Oxigênio no Tanque de Aeração

Foi calculada a potência necessária para o equipamento fornecer a quantidade de oxigênio essencial à operação do sistema para remoção da demanda carbonácea. Obteve-se potência de 7,6 HP e o equipamento instalado possui potência de 15 HP, portanto bem dimensionado para este fim.

Outra verificação realizada foi a vazão de ar necessária para a utilização de sistema de aeração por ar difuso. É necessária vazão de ar de 247 m³/h e o soprador instalado tem capacidade de 346 m³/h, sendo suficiente para o sistema em questão.

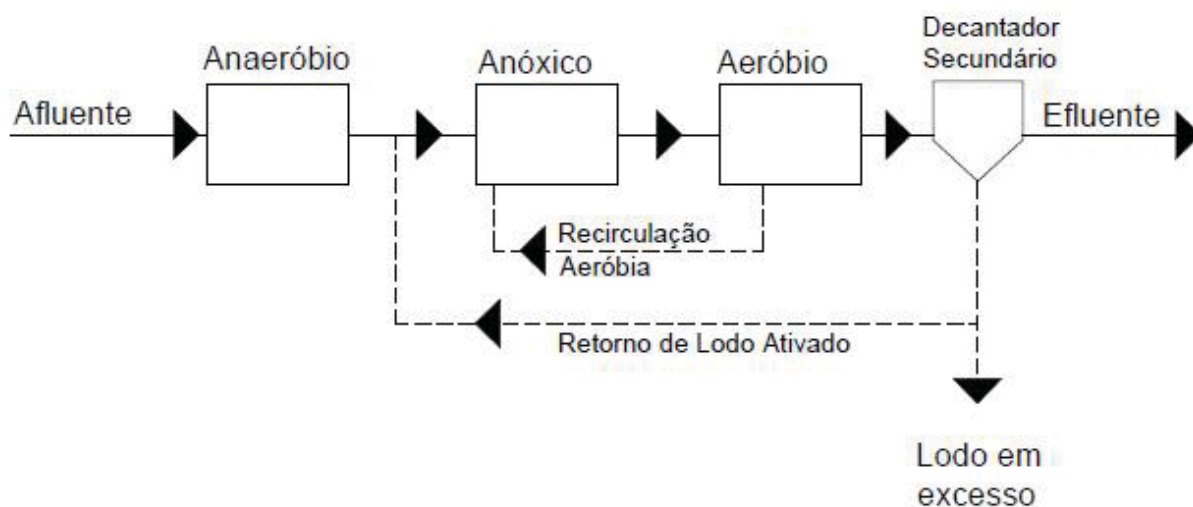
Esse resultado obtido para a vazão de ar é o mesmo do sistema de lodos ativados convencional sem nitrificação. Isso porque ao comparar o valor obtido com o critério da NBR 12.209 (ABNT, 2011), que diz que o valor mínimo de massa de oxigênio disponibilizado para processo de lodos ativados alimentado com efluente de reatores anaeróbios deve ser quatro vezes a carga média de DBO aplicada ao tanque de aeração, o valor calculado resultou em vazão menor que a obtida pela recomendação da norma, portanto foi adotado este último.

4.1.3.3 Lodos Ativados com Aeração Prolongada Visando a Nitrificação e Desnitrificação

Os processos de remoção de nitrogênio em sistemas de lodos ativados podem ser divididos em duas categorias. A primeira engloba sistemas com reator aerado, onde ocorre a remoção de carga orgânica e a nitrificação, seguido por decantador, e um reator anóxico, onde ocorre a desnitrificação, e na sequência o decantador (JORDÃO; PÊSSOA, 2011).

A segunda categoria é a dos sistemas com a sequência: câmara anóxica, reator aerado e decantador. Este é o sistema mais utilizado (JORDÃO; PÊSSOA, 2011) e um exemplo é apresentado na FIGURA 5. Essa configuração foi utilizada no equipamento piloto. As verificações de dimensionamento do reator anaeróbio foram realizadas no item 4.1.1. O tanque aeróbio e o anóxico foram dimensionados pelo modelo da cinética de Marais. O memorial de cálculo está apresentado no Apêndice 2.

FIGURA 5 - FLUXOGRAMA UTILIZADO NO SISTEMA PILOTO PARA REMOÇÃO DE NITROGÊNIO



Fonte: Adaptado de Jordão e Pêsoa (2011)

Os parâmetros adotados e alguns resultados obtidos do dimensionamento podem ser visualizados na TABELA 22. Foram usadas recomendações presentes na NBR 12.209 e indicações encontradas na literatura. O dimensionamento detalhado é encontrado no Apêndice 2.

TABELA 22 - PARÂMETROS ADOTADOS NO DIMENSIONAMENTO DE SISTEMA DE LODOS ATIVADOS COM AERAÇÃO PROLONGADA VISANDO A NITRIFICAÇÃO E DESNITRIFICAÇÃO UTILIZANDO CINÉTICA DE MARAIS

Parâmetro	Recomendado NBR ⁽¹⁾	Recomendado Literatura	Adotado	Calculado	Real
A/M (kg DBO/kg SSVTA.d)	Inferior a 0,20	0,05 a 0,15 ⁽³⁾	–	0,13	0,23
Idade do Lodo (dias)	Função da temperatura do líquido	20 a 30 ⁽³⁾	25	–	–
Concentração de sólidos TA (mg/L)	1500 a 4500	1500 a 2000 ⁽²⁾	2000	–	–
Volume (m³)	–	–	–	308	165
Tempo de detenção (h)	–	16 a 36 horas ⁽³⁾	–	16,9	9,1

Nota: ⁽¹⁾ NBR 12.209 (ABNT, 2011), ⁽²⁾ Von Sperling *et al.* (2001), ⁽³⁾ Jordão e Pêsoa (2011)

FONTE: a Autora (2020)

A partir da utilização deste modelo de cálculo foi obtido volume de 308 m³ para o tanque de aeração, volume maior do que o do tanque real. Para o modelo foi utilizada idade do lodo de 25 dias para garantir que o lodo aeróbio estivesse estabilizado, podendo assim ser encaminhado para desaguamento e disposição final. Esta idade do lodo segue as disposições descritas por Jordão e Pêssoa (2011) que descrevem processo de lodos ativados com aeração prolongada com Θ_c variando de 20 a 30 dias. Neste caso foi estimada a idade do lodo no tanque aerado de 20 dias e no tanque anóxico de 5 dias, fazendo com que a idade do lodo total seja de 25 dias.

Para o cálculo do tempo de detenção resultante foram utilizados o volume calculado e o real. Para o volume calculado obteve-se 16,9 horas, enquanto para o volume real, 9,1 horas. Jordão e Pêssoa (2011) citam que para processo de aeração prolongada o tempo de detenção varia de 16 a 36 horas.

Para o cálculo da relação alimento microrganismo também foi utilizado o volume calculado e o real, o que resultou em 0,13 kg DBO/kg SST.d e 0,23 kg DBO/kg SST.d respectivamente, abaixo da faixa recomendada por Von Sperling *et al.* (2001), que é de 0,25 a 0,40 kg DBO/kg SST.d, porém para o volume calculado está condizente com a faixa citada por Jordão e Pêssoa (2011) que vai de 0,05 a 0,15 kg DBO/kg SST.d para processo com aeração prolongada.

Para o pré-dimensionamento do sistema de aeração prolongada foi adotada a concentração de 2.000 mg/L no tanque de aeração também dentro da variação preconizada pela NBR 12.209 (ABNT, 2011), que se encontra de 1.500 a 4.500 mg/L no interior dos reatores biológicos.

a) Estimativa de Produção de Lodo Aeróbio

Esta estimativa usou o valor calculado do volume do tanque de aeração (165 m³). A partir da concentração de sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração (2.000 mg/L) e da idade do lodo no tanque aerado (20 dias) foi obtido volume de lodo a ser descartado por dia de 2,8 m³/d. Pelo fato do processo de aeração prolongada ocorrer na fase de respiração endógena, na qual a matéria é mais oxidada, a massa de lodo tende a diminuir (JORDÃO; PÊSSOA, 2011). Isso explica o fato volume de lodo a ser descartado nesta configuração (2,8 m³/d) chegar a quase metade

do valor encontrado para os processos anteriores. Também por esta razão, este lodo já estará estabilizado, podendo ser levado para desaguamento e destinação final.

b) Estimativa de Consumo de Oxigênio no Tanque de Aeração

Foi calculada a potência necessária para o equipamento fornecer a quantidade de oxigênio essencial à operação do sistema para remoção da demanda carbonácea. Obteve-se potência de 7,6 HP e o equipamento instalado possui potência de 15 HP, portanto bem dimensionado para este fim.

Outra verificação realizada foi a vazão de ar necessária para a utilização de sistema de aeração por ar difuso. O processo de desnitrificação libera oxigênio por meio da redução dos nitratos, o que reduz a quantidade de oxigênio necessário para a aeração. No entanto, a favor da segurança, este valor não foi considerado no cálculo da demanda. É necessária vazão de ar de 247 m³/h e o soprador instalado tem capacidade de 346 m³/h, sendo suficiente para o sistema em questão.

Como nos dois dimensionamentos anteriores, foi calculada a vazão de ar e então realizada a verificação pelo critério da NBR 12.209 (ABNT, 2011), que diz que o valor mínimo de massa de oxigênio disponibilizado para processo de lodos ativados alimentado com efluente de reatores anaeróbios deve ser quatro vezes a carga média de DBO aplicada ao tanque de aeração. Como a vazão de ar resultou em valor menor que o obtido pelo critério da norma, foi seguida esta recomendação.

4.1.3.4 Comparativo entre os Dimensionamentos

Como pode ser visto nos dimensionamentos anteriores, foi imaginada a operação do sistema de lodos ativados para três condições distintas: processo convencional, processo convencional com nitrificação e, por fim, processo aeração prolongada com nitrificação e desnitrificação. Um resumo dos valores obtidos está presente na TABELA 23.

TABELA 23 – RESUMO DOS PRÉ-DIMENSIONAMENTOS REALIZADOS PARA OPERAÇÃO DO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS

Parâmetro	Lodos Ativados Convencional (Cinética de Marais)		Lodos Ativados Convencional com Nitrificação		Lodos Ativados Aeração Prolongada com Nitrificação e Desnitrificação	
	Adotado/ Calculado	Real	Adotado/ Calculado	Real	Adotado/ Calculado	Real
A/M (kg DBO/kg SSVTA.d)	0,25	0,31 ⁽²⁾	0,22	0,23 ⁽²⁾	0,13	0,23 ⁽²⁾
Idade do Lodo (dias)	6	–	10	–	25	–
Concentração de sólidos TA (mg/L)	1500	–	2000	–	2000	–
Volume (m³)	207	165	179	165	308	165
Tempo de detenção (h)	11,3	9,1	9,8	9,1	16,9	9,1
Produção de Lodo (m³/d)	6,9	–	5,5	–	2,8	–
Consumo de Oxigênio (m³/h)	247 ⁽¹⁾	346	247 ⁽¹⁾	346	247 ⁽¹⁾	346
Potência necessária para aeração (HP)	7,6	15	7,6	15	7,6	15

NOTA: (1) Utilizado o valor calculado para a maior demanda de oxigênio; (2) Relação calculada com o volume real do tanque de aeração.

FONTE: a Autora (2020)

Ao se observar a TABELA 23, percebe-se a diferença entre valores adotados no dimensionamento com valores do sistema instalado. Por exemplo, o volume obtido no dimensionamento do processo com nitrificação e desnitrificação resultou na maior diferença entre os dimensionamentos realizados. Esse fato pode significar que no projeto do sistema piloto foi arbitrada a utilização de idade do lodo mais baixa, mesmo que o lodo descartado não fosse retirado do sistema já estabilizado. Por sua vez, o dimensionamento com nitrificação resultou no volume calculado mais próximo do real, o que pode ser indicativo da proximidade dos parâmetros adotados no pré-dimensionamento com o que foi planejado pelos projetistas do sistema.

Essas diferenças também podem ser resultantes de outros fatores utilizados no dimensionamento como concentrações no esgoto bruto afluente e eficiência no

reator anaeróbio. Também variações na idade do lodo e relação A/M utilizadas podem ter influenciado nos valores obtidos. Quando o compartimento aeróbio do sistema piloto for colocado em operação, será possível checar na prática os demais itens propostos, como a idade do lodo, concentração de sólidos no tanque de aeração e a produção de lodo. Sendo assim, juntamente com os resultados do monitoramento, a discussão e argumentação dos parâmetros de projeto se dará com mais propriedade.

4.1.3.5 Outras Verificações

A NBR 12.209 (ABNT,2011) não estabelece parâmetros para a utilização do decantador secundário lamelar no processo de lodos ativados. Ocorre apenas a menção da taxa de aplicação hidráulica para decantadores secundários para processos biológicos com biofilme que não deve passar de $80 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ e para o decantador secundário tradicional não deve ser maior que $16 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ para aeração prolongada. O decantador utilizado no sistema piloto atinge taxa de aplicação hidráulica de $84 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, não muito distante das unidades utilizadas em processos com biofilme.

As mesmas considerações foram usadas para todos os cenários estudados, pois a vazão de dimensionamento sendo a mesma, a área do decantador mantém-se igual no aspecto Taxa de Aplicação Hidráulica (TAH), variando apenas no conceito de fluxo de sólidos, que não foi utilizado.

4.1.4 Comparação entre sistema proposto e sistema tradicional

Após a análise de vários aspectos do tratamento preliminar, reator anaeróbio e sistema de lodos ativados com parâmetros da norma brasileira e diversos estudos, foi elaborada a TABELA 24, com uma comparação de um sistema UASB seguido por lodos ativados com configuração tradicional e o proposto neste estudo.

TABELA 24 – MODIFICAÇÕES RELATIVAS AO SISTEMA DE TRATAMENTO ESTUDADO

Processo / Sistema	Tradicional	Proposto
Tratamento Preliminar	Grade e: 2 cm e/ou Peneira > 6 mm	Peneira e: 1 mm
Reator UASB	Separador trifásico: -Dec. Trapezoidal ou Triangular	Separador trifásico: - Sem (início); -Com separador de fases (Dec. Lamelar)
	H _{ML} : 2,5 m	H _{ML} : 3,5 m
	Alim. Esgoto: - Gravidade; -Um ponto 2 a 3 m ² ; - Φ : 2"	Alim. Esgoto: - Pressurizada; -Distr. Uniforme; - Φ : 1"
Lodos Ativados (Tanque de Aeração + Decantador Secundário)	Dec. Secundário Tradicional (Circular)	Dec. Secundário Lamelar
Sistema UASB + LA	Em série	-Sobreposto
	-----	-Biogás (Scrubber)

FONTE: a Autora (2020)

4.2 AVALIAÇÃO DO ESGOTO AFLUENTE AO SISTEMA PILOTO APÓS PENEIRAMENTO DE 1 MM

A avaliação da influência do peneiramento de 1 mm no esgoto bruto afluente foi dividida em duas componentes, a avaliação das etapas 3.1 e 3.2, referente as primeiras de operação do sistema piloto, e a avaliação das etapas 3.3 a 3.5.

4.2.1 Etapas 3.1 e 3.2

A primeira componente da avaliação consistiu na análise dos dados referentes às Etapas 3.1 e 3.2 do monitoramento. Os resultados relativos aos parâmetros DBO, DQO_{TOTAL} e SST podem ser observados nas TABELAS 25, 26 e 27. Nestas tabelas são apresentadas as estatísticas descritivas para os parâmetros mencionados antes e depois da peneira. Para melhor visualização desses valores foram apresentados gráficos com os valores citados na FIGURA 27.

TABELA 25 – VARIAÇÃO DA DBO NA PENEIRA AO LONGO DAS ETAPAS 3.1 E 3.2 DE OPERAÇÃO DO EQUIPAMENTO PILOTO

Estatística	Etapa 3.1 - Q = 6 m³/h			Etapa 3.2 - Q = 9 m³/h		
	Esg. Bruto	Peneira	Ef.	Esg. Bruto	Peneira	Ef.
	DBO	DBO		DBO	DBO	
	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%
Nº de dados	9	9		4	4	
Média	278	246	12	173	219	-27
Mediana	185	210	-14	160	140	13
Desvio-Padrão	225	151		37	161	
Máximo	820	460		225	460	
Mínimo	100	75		145	135	

NOTA: As coletas de esgoto bruto e do efluente da peneira para estas fases são resultantes de amostragem pontual. Data da execução das etapas: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03.

FONTE: a Autora (2020)

TABELA 26 - VARIAÇÃO DA DQO NA PENEIRA AO LONGO DAS ETAPAS 3.1 E 3.2 DE OPERAÇÃO DO EQUIPAMENTO PILOTO

Estatística	Etapa 3.1 - Q = 6 m³/h			Etapa 3.3.2 - Q = 9 m³/h		
	Esg. Bruto	Peneira	Ef.	Esg. Bruto	Peneira	Ef.
	DQOtotal	DQOtotal		DQOtotal	DQOtotal	
	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%
Nº de dados	10	9		4	4	
Média	611	478	22	320	392	-23
Mediana	396	455	-15	298	310	-4
Desvio-Padrão	570	328		56	237	
Máximo	1944	1008		401	733	
Mínimo	137	140		282	217	

NOTA: As coletas de esgoto bruto e do efluente da peneira para estas fases são resultantes de amostragem pontual. Data da execução das etapas: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03.

FONTE: a Autora (2020)

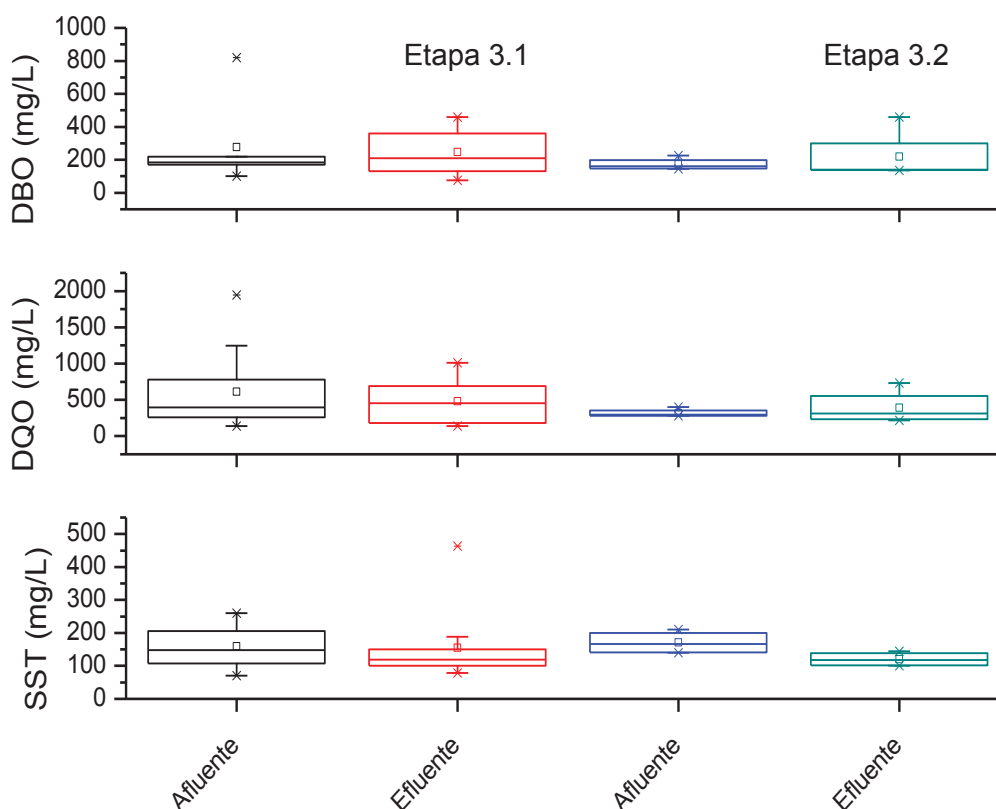
TABELA 27 - VARIAÇÃO DE SST NA PENEIRA AO LONGO DAS ETAPAS 3.1 E 3.2 DE OPERAÇÃO DO EQUIPAMENTO PILOTO

Estatística	Etapa 3.1 - Q = 6 m³/h			Etapa 3.2 - Q = 9 m³/h		
	Esg. Bruto	Peneira	Ef.	Esg. Bruto	Peneira	Ef.
	SST	SST		SST	SST	
	mg/L	mg/L		mg/L	mg/L	
Nº de dados	9	10		4	4	
Média	160	155	3	171	120	30
Mediana	148	119	20	167	118	29
Desvio-Padrão	65	113		35	22	
Máximo	260	463		210	144	
Mínimo	70	78		140	100	

NOTA: Não foram realizadas análises de SST nas amostras pontuais de esgoto bruto. Os dados apresentados neste ponto de coleta são os resultantes da amostragem composta da ETE Atuba Sul. Já os dados do efluente da peneira são resultado de amostragem pontual. Data da execução das etapas: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03.

FONTE: a Autora (2020)

FIGURA 27 – VARIAÇÃO DA DQO E DBO NA PENEIRA AO LONGO DAS ETAPAS 3.1 e 3.2 DE OPERAÇÃO DO EQUIPAMENTO PILOTO



NOTA: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03

FONTE: a Autora (2020)

Os resultados de eficiência de remoção de SST foram positivos para as duas etapas, enquanto que para DBO e DQO atingiram eficiência positiva na etapa 3.1 e negativa para a seguinte. Como este dispositivo está recebendo esgoto que passou por tratamento preliminar da ETE Atuba Sul (gradeamento e desarenação), admitia-se que a peneira pudesse funcionar como um decantador primário, este último conforme descrição de Metcalf & Eddy (2016), com retenção entre 50 a 70% de SST e 25 a 40% de DBO. Porém não foram atingidos esses valores e como essas foram etapas de início de operação do equipamento piloto esse resultado abaixo do esperado pode ser reflexo da adequação do sistema às condições de operação. Outra possibilidade é que devido à maneira que é realizada a coleta, retirando o líquido após passar pela peneira, grande parte dos sólidos grosseiros ficam retidos nesta estrutura. Caso alguma parcela permaneça na amostra, é retirada na análise laboratorial.

4.2.2 Etapas 3.3, 3.4 e 3.5

A segunda componente da avaliação consistiu na análise dos dados referentes às Etapas 3.3 a 3.5 do monitoramento. Os resultados relativos aos parâmetros DBO, DQO_{TOTAL} e SST podem ser observados nas TABELAS 28, 29 E 30. Nestas tabelas são apresentadas as estatísticas descritivas para DBO, DQO e SST, respectivamente, antes e depois da peneira. Para melhor visualização desses valores foram apresentados gráficos com os valores citados na FIGURA 28.

TABELA 28 - VARIAÇÃO DA DBO NA PENEIRA AO LONGO DAS ETAPAS 3.3 A 3.5 DE OPERAÇÃO DO EQUIPAMENTO PILOTO

Estatística	Etapa 3.3 - Q = 12 m³/h			Etapa 3.4 - Q = 15 m³/h			Etapa 3.5 - Q = 18 m³/h		
	Esg. Bruto	Peneira	Ef.	Esg. Bruto	Peneira	Ef.	Esg. Bruto	Peneira	Ef.
	DBO	DBO		DBO	DBO		DBO	DBO	
	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%
N° de dados	10	10		20	22		15	14	
Média	288	264	8	179	185	-4	291	265	9
Mediana	185	165	11	198	153	23	280	233	17
Desvio-Padrão	209	185		63	149		95	138	
Máximo	700	580		280	640		500	640	
Mínimo	84	60		33	46		170	105	

NOTA: As coletas e análises de esgoto bruto foram divididas em duas partes: até o dia 03-06-2019 foram utilizados dados de amostragem pontual do projeto de pesquisa; a partir do dia 04-06-2019 foram utilizados dados de amostragem composta da ETE Atuba Sul. Os dados do efluente da peneira são resultantes de coleta pontual. Data da execução das etapas: Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 01-08; ; Etapa 3.5: 08-08 a 05-09.

FONTE: a Autora (2020)

TABELA 29 - VARIAÇÃO DA DQO NA PENEIRA AO LONGO DAS ETAPAS 3.3 A 3.5 DE OPERAÇÃO DO EQUIPAMENTO PILOTO

Estatística	Etapa 3.3 - Q = 12 m³/h			Etapa 3.4 - Q = 15 m³/h			Etapa 3.5 - Q = 18 m³/h		
	Esg. Bruto	Peneira	Ef.	Esg. Bruto	Peneira	Ef.	Esg. Bruto	Peneira	Ef.
	DQOtotal	DQOtotal		DQOtotal	DQOtotal		DQOtotal	DQOtotal	
	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%
N° de dados	10	10		20	22		16	22	
Média	465	478	-3	371	351	5	605	476	21
Mediana	351	321	9	430	280	35	605	449	26
Desvio-Padrão	277	332		148	206		143	182	
Máximo	954	1169		642	873		849	882	
Mínimo	138	134		73	111		143	206	

NOTA: As coletas e análises de esgoto bruto foram divididas em duas partes: até o dia 03-06-2019 foram utilizados dados de amostragem pontual do projeto de pesquisa; a partir do dia 04-06-2019 foram utilizados dados de amostragem composta da ETE Atuba Sul. Os dados do efluente da peneira são resultantes de coleta pontual. Data da execução das etapas: Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 01-08; Etapa 3.5: 08-08 a 05-09.

FONTE: a Autora (2020)

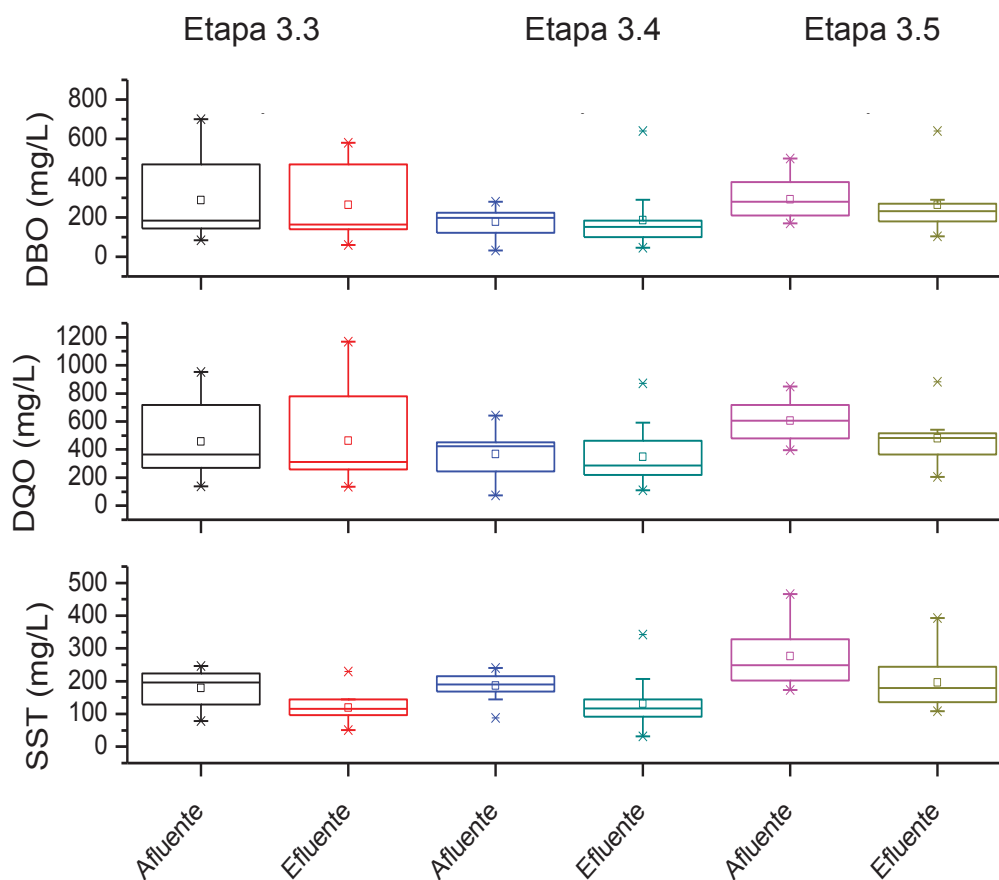
TABELA 30 - VARIAÇÃO DE SST NA PENEIRA AO LONGO DAS ETAPAS 3.3 A 3.5 DE OPERAÇÃO DO EQUIPAMENTO PILOTO

Estatística	Etapa 3.3 - Q = 12 m³/h			Etapa 3.4 - Q = 15 m³/h			Etapa 3.5 - Q = 18 m³/h		
	Esg. Bruto	Peneira	Ef.	Esg. Bruto	Peneira	Ef.	Esg. Bruto	Peneira	Ef.
	SST	SST		SST	SST		SST	SST	
	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%
N° de dados	11	10		18	22		16	14	
Média	180	119	34	187	131	30	277	196	29
Mediana	196	116	41	190	117	39	249	179	28
Desvio-Padrão	56	49		38	66		90	79	
Máximo	246	230		240	343		466	393	
Mínimo	79	51		88	32		173	108	

NOTA: Não foram realizadas análises de SST nas amostras pontuais de esgoto bruto. Os dados apresentados neste ponto de coleta são os resultantes da amostragem composta da ETE Atuba Sul. Já os dados do efluente da peneira são resultado de amostragem pontual. Data da execução das etapas: Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 11-07. Etapa 3.5: 16-07 a 05-09.

FONTE: a Autora (2020)

FIGURA 28 - VARIAÇÃO DA DBO, DQO E SST NA PENEIRA AO LONGO DAS ETAPAS 3.3 A 3.5 DE OPERAÇÃO DO EQUIPAMENTO PILOTO



FONTE: a Autora (2020)

Os resultados de eficiência de remoção de DBO e DQO variaram nas médias de remoção para as etapas avaliadas, atingindo remoção máxima na etapa 5 de 9% para DBO e 21% para DQO. Com relação a remoção de SST, as eficiências de remoção ficaram próximas de 30%. Para essas etapas de avaliação continuava a expectativa de que a peneira pudesse se comportar como um decantador primário, o que não se confirmou. O valor de eficiência de remoção de DBO ficou abaixo da faixa de 25 a 35%, citada por Jordão e Pêssoa (2011), e também abaixo da faixa de 25 a 40%, citada por Metcalf & Eddy (2016). Para a eficiência de remoção de SST, obteve-se valor inferior às faixas citadas por Jordão e Pêssoa (2011), de 40 a 60%, e Metcalf & Eddy (2016), de 50 a 70%.

Teixeira e Chernicharo (2009) realizaram estudos com uma unidade de peneiramento forçado para pré-tratamento do esgoto bruto, com abertura de malha de 1 mm, inserida na tubulação de recalque. A pesquisa concluiu que o dispositivo não influenciou a redução ou retenção da DQO_{total} , mas diminuiu o tamanho das partículas afluentes ao tratamento.

4.3 AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DO REATOR ANAERÓBIO MODIFICADO SUBMETIDO A DIFERENTES VELOCIDADES ASCENSIONAIS

4.3.1 Avaliação do Esgoto Bruto durante o monitoramento

Os resultados obtidos ao longo do monitoramento foram separados em etapas e podem ser observados na TABELA 31 e 32. Para melhor visualização desses valores foram apresentados gráficos com os valores citados na FIGURA 29 e 30.

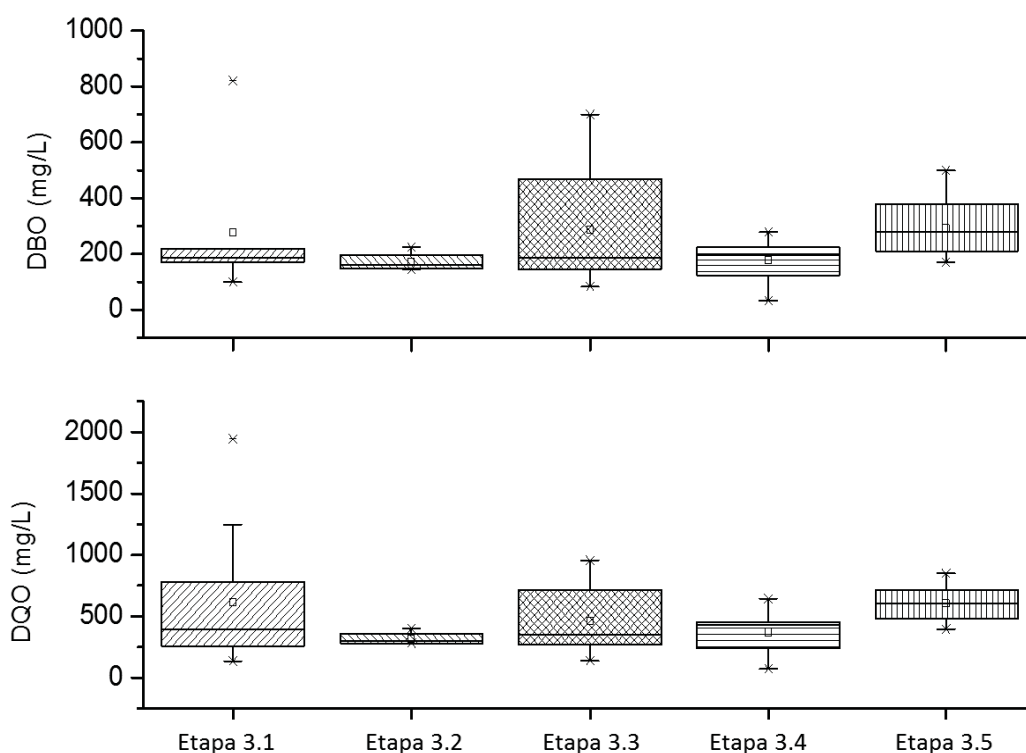
TABELA 31- VARIAÇÕES NOS PARÂMETROS DBO E DQO NO ESGOTO BRUTO OBSERVADAS NO PERÍODO DE MONITORAMENTO

Estatística	Etapa 3.1- Q = 6 m³/h		Etapa 3.2 - Q = 9 m³/h		Etapa 3.3 - Q =12 m³/h		Etapa 3.4 - Q =15 m³/h		Etapa 3.5 - Q =18 m³/h	
	Esg. Bruto		Esg. Bruto		Esg. Bruto		Esg. Bruto		Esg. Bruto	
	DQO _{total}	DBO	DQO _{total}	DBO	DQO _{total}	DBO	DQO _{total}	DBO	DQO _{total}	DBO
	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L
Nº de dados	10	9	4	4	10	10	20	20	16	15
Média	611	278	320	173	465	288	371	179	605	291
Mediana	396	185	298	160	351	185	430	198	605	280
Desvio-Padrão	570	225	56	37	277	209	148	63	143	95
Máximo	1944	820	401	225	954	700	642	280	849	500
Mínimo	137	100	282	145	138	84	73	33	143	170

NOTA: As coletas e análises de esgoto bruto foram divididas em duas partes: até o dia 03-06-2019 foram utilizados dados de amostragem pontual do projeto de pesquisa; a partir do dia 04-06-2019 foram utilizados dados de amostragem composta da ETE Atuba Sul. Data da execução das etapas: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03; Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 01-08; ; Etapa 3.5: 08-08 a 05-09.

FONTE: a Autora (2020)

FIGURA 29 - VARIAÇÕES NOS PARÂMETROS DBO E DQO NO ESGOTO BRUTO OBSERVADAS NO PERÍODO DE MONITORAMENTO



NOTA: As coletas e análises de esgoto bruto foram divididas em duas partes: até o dia 03-06-2019 foram utilizados dados de amostragem pontual do projeto de pesquisa; a partir do dia 04-06-2019 foram utilizados dados de amostragem composta da ETE Atuba Sul. Data da execução das etapas: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03; Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 01-08; ; Etapa 3.5: 08-08 a 05-09.

FONTE: a Autora (2020)

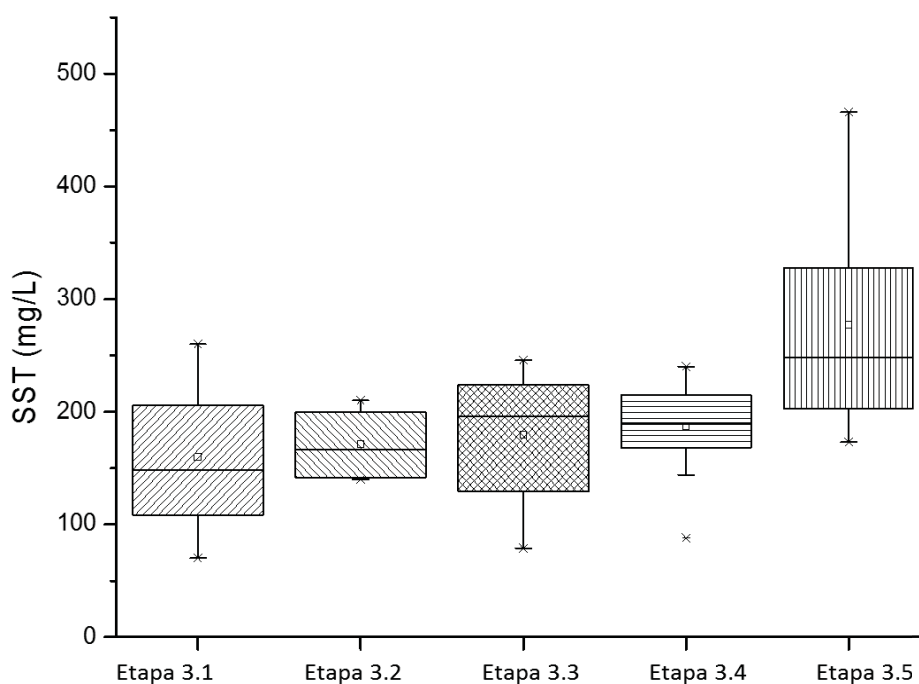
TABELA 32 – VARIAÇÕES NA CONCENTRAÇÃO DE SST NO ESGOTO BRUTO DURANTE O PERÍODO DE MONITORAMENTO

Estatística	Etapa 3.1- Q = 6 m³/h	Etapa 3.2- Q = 9 m³/h	Etapa 3.3 -Q= 12 m³/h	Etapa 3.4 -Q = 15 m³/h	Etapa 3.5 - Q=18 m³/h
	Esg. Bruto	Esg. Bruto	Esg. Bruto	Esg. Bruto	Esg. Bruto
	SST	SST	SST	SST	SST
	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L
Nº de dados	9	4	11	18	16
Média	160	171	180	187	277
Mediana	148	167	196	190	249
Desvio-Padrão	65	35	56	38	90
Máximo	260	210	246	240	466
Mínimo	70	140	79	88	173

NOTA: Não foram realizadas análises de SST nas amostras pontuais de esgoto bruto. Os dados apresentados são os resultantes da amostragem composta da ETE Atuba Sul para o esgoto bruto. Data da execução das etapas: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03; Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 01-08; Etapa 3.5: 08-08 a 05-09.

FONTE: a Autora (2020)

FIGURA 30 - VARIAÇÕES NO PARÂMETRO SST OBSERVADAS NO ESGOTO BRUTO DURANTE O MONITORAMENTO



FONTE: a Autora (2020)

Os resultados ao longo das cinco etapas do monitoramento resultaram em uma mediana para a concentração de DBO de 210 mg/L, DQO de 436 mg/L e SST de 198 mg/L. Os valores referentes às medianas de concentração de DBO afluente para etapas 3.1, 3.2, 3.3, 3.4 e 3.5 foram respectivamente, 185 mg/L, 160 mg/L, 185 mg/L, 198 mg/L e 280 mg/L. Com relação às concentrações de DQO as medianas variaram para as etapas 3.1, 3.2, 3.3, 3.4 e 3.5 respectivamente, 396 mg/l, 298 mg/L, 351 mg/L, 430 mg/L e 605 mg/L. Por fim, para as concentrações de SST as medianas de concentração afluente para etapas 3.1, 3.2, 3.3, 3.4 e 3.5 foram respectivamente, 148 mg/L, 167 mg/L, 196 mg/L, 190 mg/L e 249 mg/L.

Os dados médios de concentração de DBO, DQO e SST ficaram próximo a classificação de esgoto médio de acordo com Jordão e Pessoa (2011). Quando estes valores são comparados com outros estudos realizados na região de Curitiba, os resultados estão dentro da faixa reportada para a ETE Belém (AISSE, 2002), ETE Atuba Sul (SANEPAR, 2018) e ETE Padilha (PAULA, 2019).

Cabe ressaltar que após o fim das coletas pontuais de esgoto bruto, que ocorreram na metade da etapa 3.4, foram utilizados dados da amostragem composta da ETE Atuba Sul, o que pode ter causado ligeiro aumento no valor das concentrações desses parâmetros para as etapas 3.4 e 3.5. As concentrações de SST apresentadas são oriundas das amostragens compostas da ETE em questão no período de monitoramento.

4.3.2 Avaliação do comportamento da região anaeróbia quando submetida a diferentes velocidades ascensionais

Esta avaliação foi composta pelos seguintes itens: lodo anaeróbio, que inclui a inoculação, perfil de sólidos no manto e AME; comparação de parâmetros obtidos no monitoramento do reator piloto com critérios utilizados no dimensionamento deste tipo de reator, variação dos parâmetros DBO, DQO e SST, e por fim, alcalinidade, acidez e pH.

4.3.2.1 Lodo anaeróbio

a) Inoculação e AME ao longo da operação do sistema

Na TABELA 33 são apresentados os resultados para o ensaio de AME no lodo inoculado no sistema piloto.

TABELA 33 – RESULTADOS DO ENSAIO DE AME PARA O LODO INOCULADO NO SISTEMA PILOTO

Lodo (ETE)	AME (gDQO _{CH4} /gSTV.d)		
	Média	Desvio padrão	Data
Passaúna (Lodo Inoculado no Sistema Piloto)	0,531	0,339	dez/18

FONTE: a Autora (2018)

Após o início da operação foram realizados ensaios para monitorar a atividade metanogênica ao longo da operação do reator. Os resultados são apresentados na TABELA 34.

TABELA 34 - RESULTADOS DO ENSAIO DE AME PARA O SISTEMA PILOTO

Lodo (ETE)	AME (gDQO _{CH4} /gSTV.d)		
	Média	Desvio padrão	Data
Atuba Sul (Sistema Piloto)	0,458	0,170	abr/19
Atuba Sul (Sistema Piloto)	0,137	0,060	jun/19

FONTE: a Autora (2019)

Os resultados apresentados pelo lodo coletado da ETE Passaúna e pelo lodo coletado do sistema piloto (média de 0,298 gDQO_{CH4}/gSTV.d) mostraram-se dentro das faixas reportadas para AME em estações de tratamento de esgoto na região de Curitiba. Silva Filho e Van Haandel (2014) utilizando como substrato acetato de sódio encontraram valores para AME entre 0,14 gDQO_{CH4}/gSTV.d a 0,19 gDQO_{CH4}/gSTV.d. O lodo granular tem atividade específica alta, atinge valores de 1 g DQO/ g SSV, enquanto o lodo digerido atinge 0,1 g DQO/ g SSV (LETTINGA *et al.*, 1983).

Essa diferença nos valores pode ter relação com o substrato utilizado no ensaio. Aquino *et al* (2007) comentam que o uso de substratos mais complexos como a glicose, substrato utilizado nestes ensaios, simularia o que ocorre em um reator real, permitindo avaliar a atividade de todos os organismos pertencentes a todo o consórcio anaeróbico. Caso esses testes resultassem em pequena produção de metano, então seria recomendada a realização de testes com misturas de ácidos graxos voláteis ou com acetato para identificação de qual grupo está prejudicando o processo.

b) Perfil do Manto de Lodo

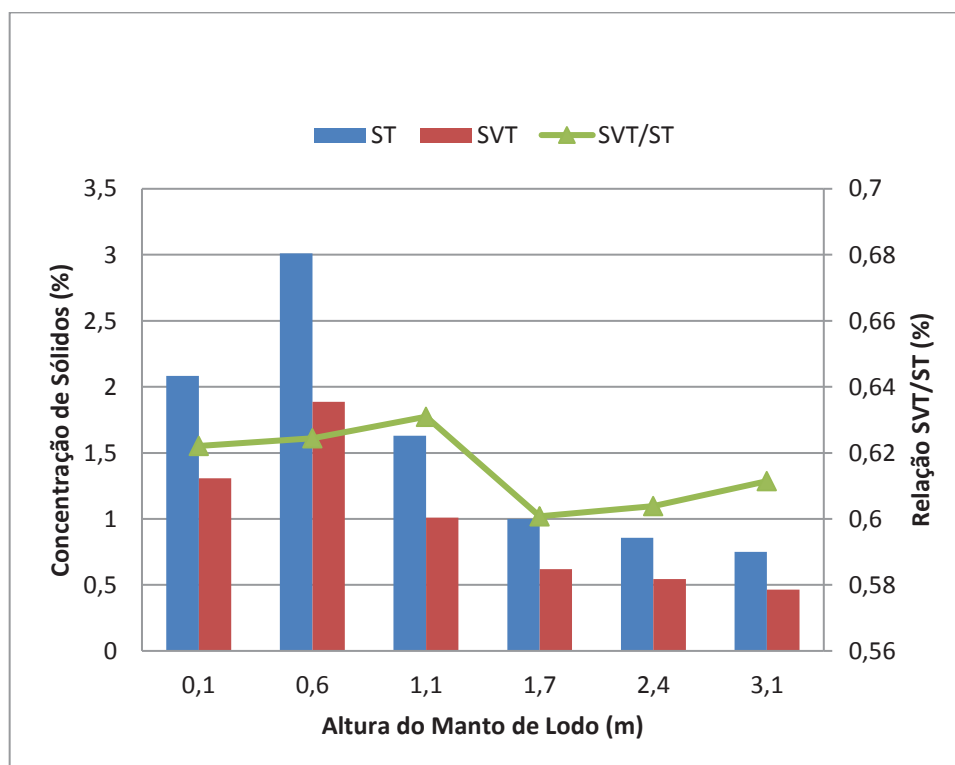
As estatísticas descritivas para as análises no manto de lodo e a relação SVT/ST podem ser observados a partir da TABELA 35. A FIGURA 31 apresenta a variação do teor de sólidos no reator anaeróbio ao longo da primeira fase de monitoramento. Por sua vez, na FIGURA 32 observa-se a variação do teor de sólidos por etapa do estudo.

TABELA 35 – VARIAÇÃO DO TEOR DE SÓLIDOS NO MANTO DE LODO DO REATOR ANAERÓBIO DURANTE O MONITORAMENTO

	0,1 m		0,6 m		1,1 m		1,7 m		2,4 m		3,1 m	
	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)
Média	2,08	1,31	3,01	1,89	1,63	1,01	1,00	0,62	0,86	0,54	0,75	0,46
Máximo	7,28	4,23	7,76	4,32	5,75	3,44	3,34	2,19	1,53	1,05	1,32	0,80
Mínimo	0,56	0,35	1,49	0,92	0,34	0,24	0,03	0,01	0,03	0,02	0,03	0,02
Desvio Padrão	1,42	0,88	1,72	1,08	0,94	0,56	0,73	0,47	0,52	0,34	0,51	0,31
SVT/ST	0,62		0,62		0,63		0,60		0,60		0,61	

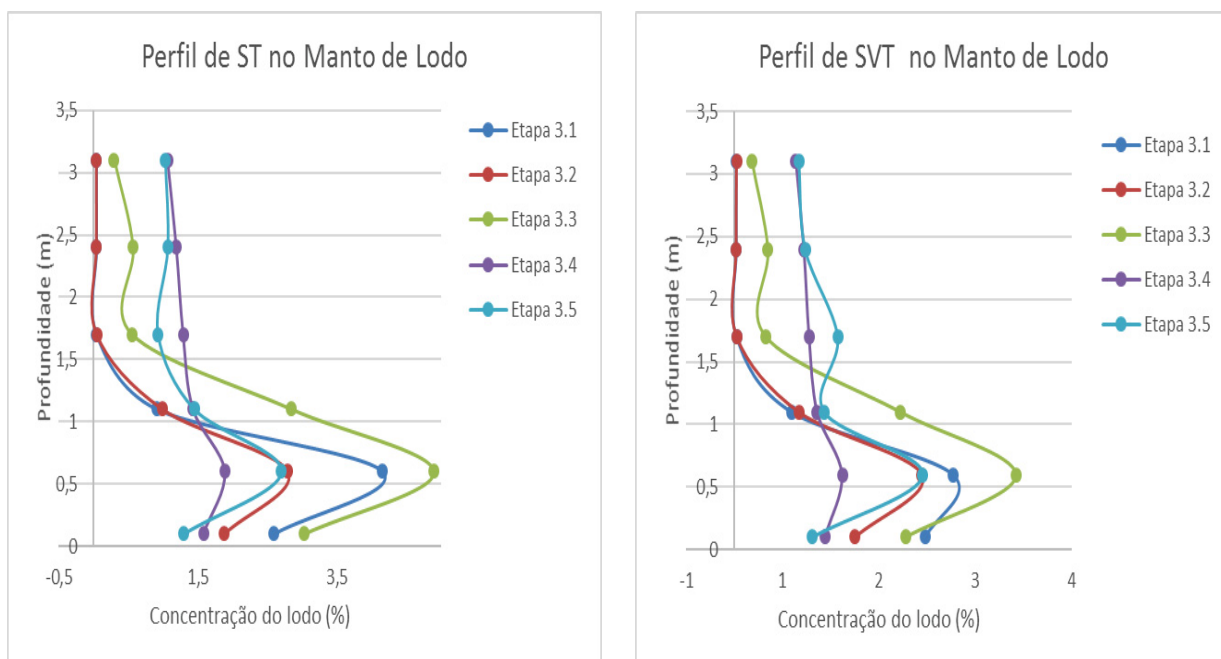
FONTE: a Autora (2020)

FIGURA 31 – PERFIL DE SÓLIDOS NA ALTURA DO REATOR UASB



FONTE: a Autora (2020)

FIGURA 32 – VARIAÇÃO DO PERFIL DE SÓLIDOS NO MANTO DE LODO AO LONGO DO MONITORAMENTO



NOTA: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03; Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 11-07. Etapa 3.5: 16-07 a 05-09.

FONTE: a Autora (2020)

A concentração média de ST ao longo da altura do reator (compartimento inferior) tendeu a crescer com o passar das etapas nos pontos acima de 1,5 m. Os pontos inferiores a 1,5 m apresentaram grande variação, principalmente na etapa 3.3 em comparação com as demais, pois foram utilizados dados de uma coleta em que o sistema estava parado para manutenção, o que fez com que o perfil para esta etapa ficasse um pouco diferente.

As concentrações médias obtidas para as menores alturas foram de 30.100 mg/L para 0,6 m e 20.800 mg/L para a altura 0,1 m. Para o ponto de coleta com maior altura, 3,1m, foi obtida concentração de ST de 7.500 mg/L. Hoyos *et al.* (2019) obteve concentrações médias de ST de 36.385 mg/L na altura 0,5 m e 14.462 mg/L para altura de 3,0 m. O reator estudado por este pesquisador possuía separador trifásico.

Para as duas alturas de coleta inferiores (0,1 e 0,6 m) os resultados podem ter sofrido influência dos entupimentos na altura 0,1 m, o que pode ter interferido no comportamento do ponto seguinte (0,6 m). A TABELA 36 apresenta os dados do entupimento.

TABELA 36 – OCORRÊNCIAS DE ENTUPIMENTO NA ALTURA 0,1 M DE AMOSTRAGEM DO MANTO DE LODO

Data	Etapas	Observação
25/07/2019	3.5	Entupimento no ponto de coleta 0,1m
01/08/2019	3.5	Coleta em todos os pontos de amostragem do manto de lodo
08/08/2019	3.5	Entupimento no ponto de coleta 0,1 m. A partir dessa data não foi mais realizada coleta no ponto 0,1 m.

FONTE: a Autora (2020)

Já nas alturas superiores, principalmente nas etapas 3.4 e 3.5, ocorreu certa estabilização da concentração do teor de sólidos ao longo da altura do compartimento anaeróbio, a partir da altura 1,5 m, com a valores acima de 1%. Esse comportamento pode ter influência do aumento das vazões de entrada em cada etapa além da falta de descarga do lodo em excesso. Lobato *et al.* (2018) recomendam que o teor de sólidos nas alturas superiores do compartimento de digestão de reatores anaeróbios permaneça abaixo de 0,5% (5.000 mg/L).

A relação SVT/ST esteve próxima de 0,60 ao longo do monitoramento. Este valor está dentro da faixa citada Jordão e Pessôa (2011), de 0,55 a 0,80, valor indicado para lodo anaeróbio proveniente de reatores UASB. Aisse (2002) também obteve valores próximos a 60% nos seus estudos e Hoyos (2016) obteve média para a relação SVT/ST de 57%.

Esses valores também significam que este lodo está quase estabilizado, ou seja, não é um fator de atração de vetores ou geração de odores, e pode ser destinado ao uso agrícola, pois a Resolução CONAMA 375/06 define o valor da relação SVT/ST inferior a 0,70 para esta destinação.

4.3.2.2 Comparação dos resultados de monitoramento do reator piloto com critérios utilizados no projeto de reatores anaeróbios

Foi observado que as temperaturas médias afluentes do esgoto no sistema piloto foram de 20,3°C, 19°C e 18,6°C para os meses de junho, julho e agosto, respectivamente. A NBR 12.209 (ABNT, 2011) recomenda que para o cálculo do tempo de detenção hidráulica (TDH), seja usada a temperatura média do esgoto no mês mais frio do ano. Para o caso do sistema em estudo, a temperatura esteve na faixa de 18°C a 21°C, o que corresponde a TDH de 8 horas.

A TABELA 37 demonstra a variação de parâmetros utilizados no reator anaeróbio, como o TDH, velocidade ascensional (V_{asc}), carga aplicada em relação à DQO, carga orgânica volumétrica (COV) e relação alimento/microrganismo ao longo das etapas do monitoramento.

TABELA 37 – CARGAS APLICADAS NO REATOR ANAERÓBIO AO LONGO DO MONITORAMENTO

Parâmetro	Etapa 3.1	Etapa 3.2	Etapa 3.3	Etapa 3.4	Etapa 3.5
TDH (h)	21,3	14,2	10,7	8,5	7,1
Vasc (m/h)	0,16	0,25	0,33	0,41	0,49
Carga Aplicada (DQO) (kg/d)	69	85	138	126	206
COV (DQO) (kg/m³.d)	0,5	0,7	1,1	1,0	1,6
A/M (kg DQO/ kg ST.d)	0,05	0,09	0,06	0,08	0,12

NOTA: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03; Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 11-07. Etapa 3.5: 16-07 a 05-09.

FONTE: a Autora (2020)

A TABELA 38 apresenta alguns valores encontrados na literatura e em normas técnicas para parâmetros utilizados no dimensionamento de reatores anaeróbios.

TABELA 38 – VALORES DE REFERÊNCIA PARA PARÂMETROS DE DIMENSIONAMENTO DE REATORES TIPO UASB

Parâmetro	Valor de Referência	Fonte
TDH (h)	8	NBR 12.209:2011
Vasc (m/h)	0,7	NBR 12.209:2011
COV (DQO) (kg/m³.d)	2 - 3	Chernicharo et al. (2015)
A/M (kg DQO/ kg ST.d)	0,03 - 0,19	van Haandel e Lettinga (1994)

FONTE: a Autora (2020)

Como pode ser observado na TABELA 37, com a variação de vazão ao longo das etapas, também ocorreu variação do tempo de detenção hidráulica e da velocidade ascensional. De acordo com os valores de referência apresentados na TABELA 38 o valor de TDH ficou mais próximo do que preconiza a norma na etapa 3.4. Com relação à velocidade ascensional, em todas as etapas foi respeitada a recomendação da NBR 12.209 (ABNT, 2011).

Quando se observa a carga aplicada, é grande a variação nas primeiras etapas de monitoramento, o que já foi comentado no item 4.3.1. A ETE Atuba Sul possui grande variação de concentrações no esgoto doméstico afluente à Estação, o que

pode ser uma das explicações para esta variação, além da influência de precipitações pluviométricas nas primeiras etapas, que tiveram maior intensidade próximo aos dias de coleta do que nas últimas etapas analisadas.

As cargas orgânicas volumétricas também variaram ao longo das etapas. Os valores estão um pouco abaixo da faixa apresentada por Chernicharo *et al.* (2015). A relação alimento/microrganismo esteve dentro das faixas citadas por Van Haandel e Lettinga (1994) para alguns sistemas, que tiveram variação de 0,03 a 0,19 gDQO/g.ST.d.

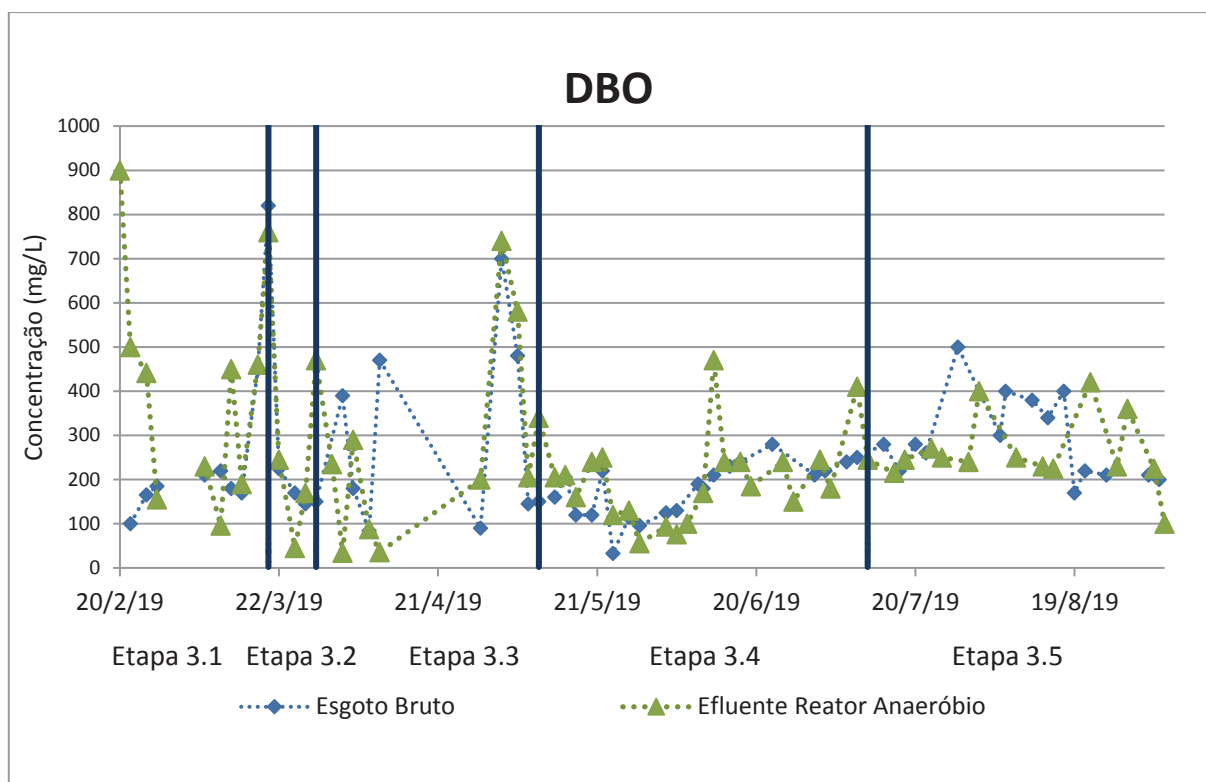
Outra recomendação presente na NBR 12.209 (ABNT, 2011) refere-se à instalação de dispositivos para remoção de sólidos grosseiros e areia antes do tratamento biológico anaeróbio, que sugere a presença de um dispositivo com abertura menor ou igual a 12 mm para vazão de até 100 L/s. O sistema piloto conta com uma peneira com abertura de 1 mm, além de coletar esgoto após o tratamento preliminar da ETE Atuba Sul (gradeamento e desarenador).

Por fim, existe recomendação em relação às profundidades do reator. A NBR 12.209 (ABNT, 2011) orienta que a altura útil de um reator anaeróbio deve estar entre 4 a 6 m, considerando as câmaras inferior (anaeróbio) e superior (decantador) enquanto o compartimento anaeróbio do reator piloto tem 3,5 m de altura.

4.3.2.3 DBO, DQO e SST no efluente do reator Anaeróbio

As etapas do monitoramento apresentaram grande variação, como pode ser observado da FIGURA 33 a 35. Essa inconstância é apresentada na TABELA 39 que contém as estatísticas descritivas referentes ao período estudado.

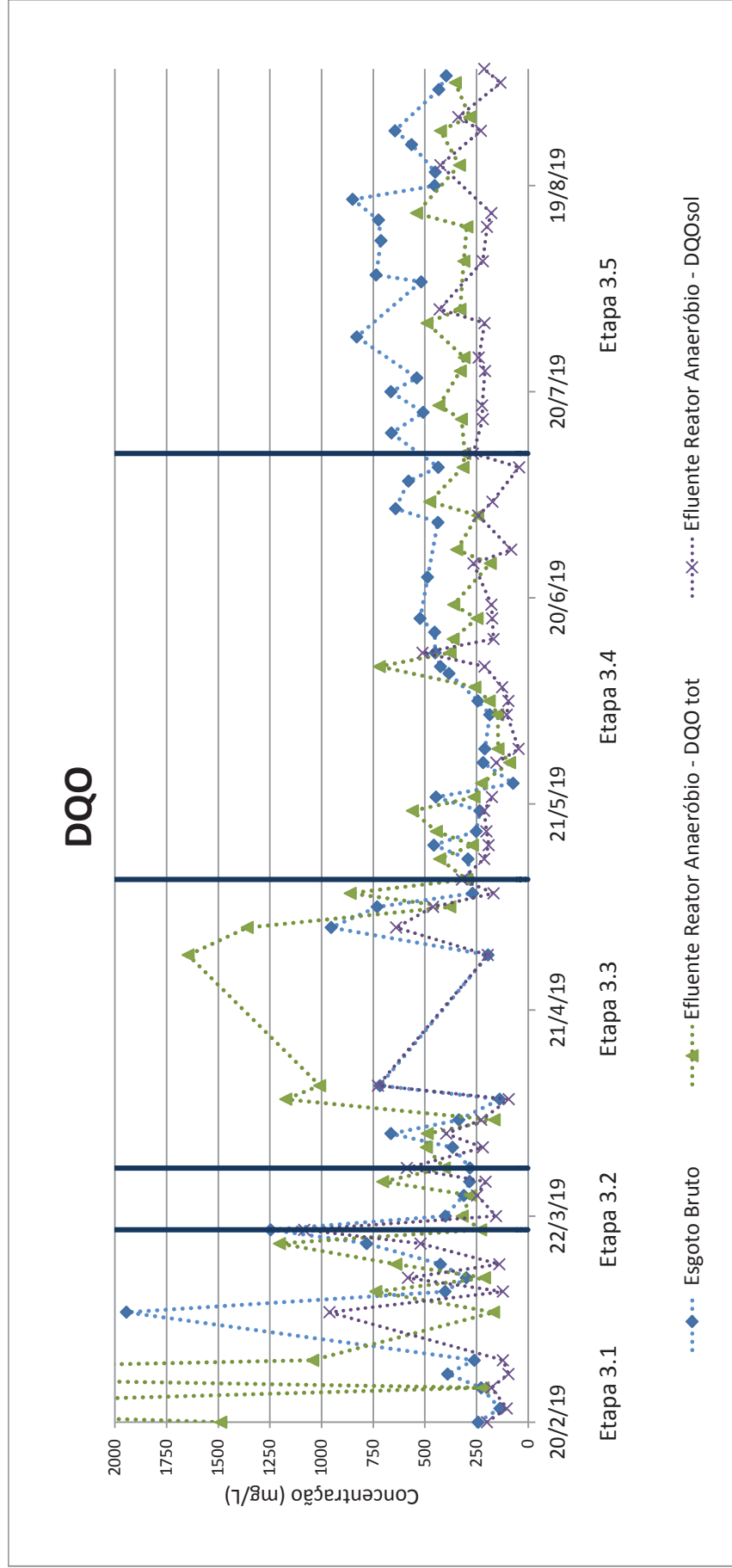
FIGURA 33 – VARIAÇÃO DA DBO NA OPERAÇÃO DO SISTEMA PILOTO



NOTA: As coletas e análises de esgoto bruto foram divididas em duas partes: até o dia 03-06-2019 foram utilizados dados de amostragem pontual do projeto de pesquisa; a partir do dia 04-06-2019 foram utilizados dados de amostragem composta da ETE Atuba Sul. As amostras de efluente do reator anaeróbio foram obtidas a partir de coleta pontual.

FONTE: a Autora (2020)

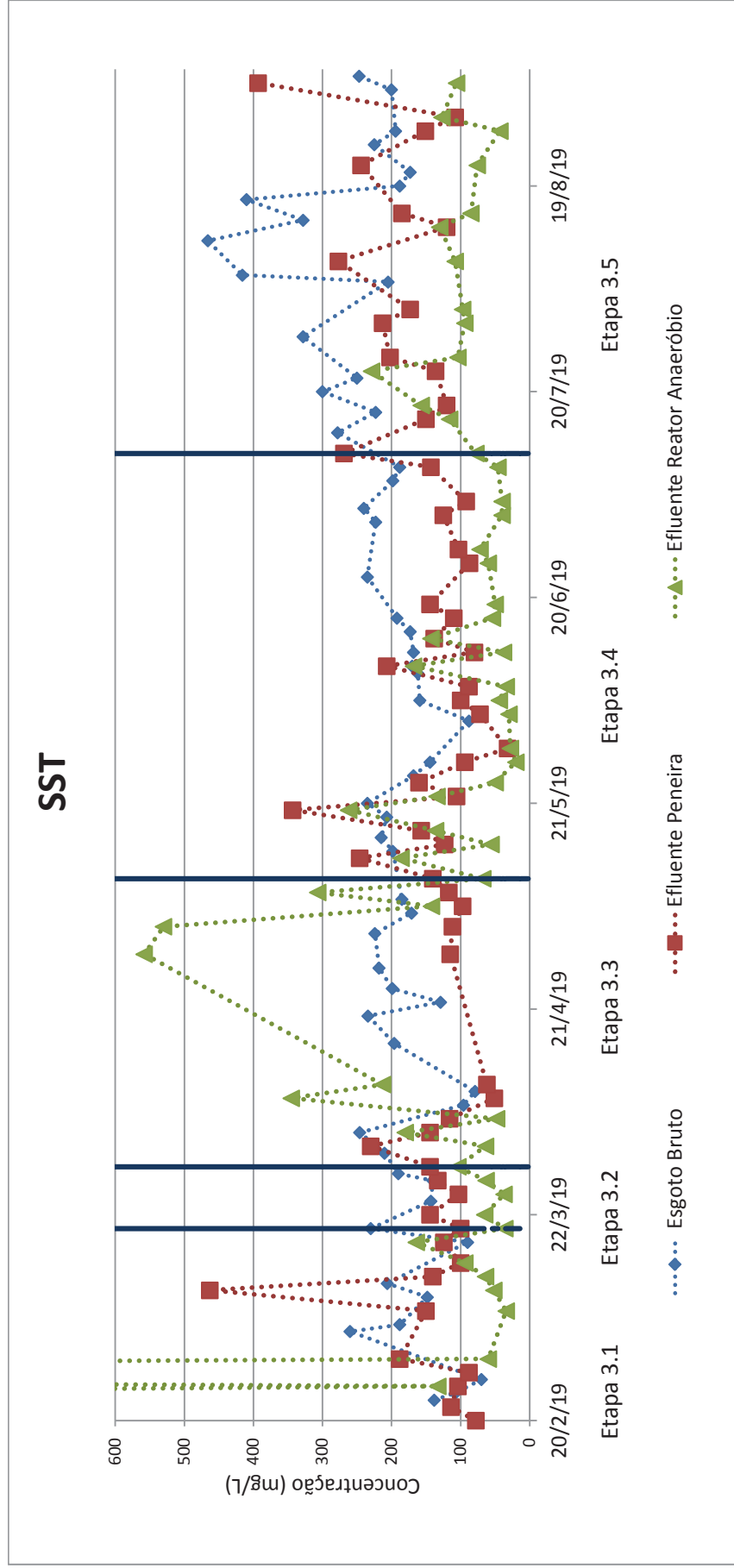
FIGURA 34 VARIAÇÃO DA DQO NA FAIXA DE CONCENTRAÇÃO ATÉ 2000 MG/L NA OPERAÇÃO DO SISTEMA PILOTO



NOTA: As coletas e análises de esgoto bruto foram divididas em duas partes: até o dia 03-06-2019 foram utilizados dados de amostragem pontual do projeto de pesquisa; a partir do dia 04-06-2019 foram utilizados dados de amostragem composta da ETE Atuba Sul. As amostras de efluente do reator anaeróbio foram obtidas a partir de coleta pontual.

FONTE: a Autora (2020)

FIGURA 35 - VARIAÇÃO DE SST NA OPERAÇÃO DO SISTEMA PILOTO NA FAIXA DE CONCENTRAÇÃO DE ATÉ 600 MG/L



NOTA :Não foram realizadas análises de SST nas amostras pontuais de esgoto bruto. Os dados apresentados neste ponto de coleta são os resultantes da amostragem composta da ETE Atuba Sul. Já os dados do efluente da peneira e do reator anaeróbio são resultado de amostragem pontual.

FONTE: a Autora (2020)

TABELA 39 – VARIAÇÃO DOS PARÂMETROS AO LONGO DAS ETAPAS DE MONITORAMENTO

Parâmetro	Estatística	Esgoto Bruto	Peneira		Reator Anaeróbio	
		Conc.	Conc.	Efic.	Conc.	Efic. Global
		mg/L	mg/L	%	mg/L	%
DQO _{total}	Média	486	425	13	588	-21
	Mediana	436	331	24	350	20
	Desvio Padrão	294	243	-	733	-
	Máximo	1944	1169	-	4272	-
	Mínimo	73	111	-	90	-
DQO _{solúvel}	Média	-	-	-	269	45
	Mediana	-	-	-	211	52
	Desvio Padrão	-	-	-	208	
	Máximo	-	-	-	1084	
	Mínimo	-	-	-	44	
DBO	Média	238	230	3	255	-7
	Mediana	210	180	14	230	-10
	Desvio Padrão	147	154	-	157	-
	Máximo	820	640	-	760	-
	Mínimo	33	46	-	34	-
SST	Média	205	147	-	261	-27
	Mediana	198	125	-	90	55
	Desvio Padrão	77	78	-	714	-
	Máximo	466	463	-	4067	-
	Mínimo	70	32	-	20	-

NOTA: Não foram realizadas análises de SST nas amostras pontuais de esgoto bruto. Os dados apresentados neste ponto de coleta são os resultantes da amostragem composta da ETE Atuba Sul. Já os dados do efluente da peneira e do reator anaeróbio são resultado de amostragem pontual. Para a eficiência relativa à remoção da DQO solúvel foi considerado o valor de DQO total do Esgoto Bruto.

FONTE: a Autora (2020)

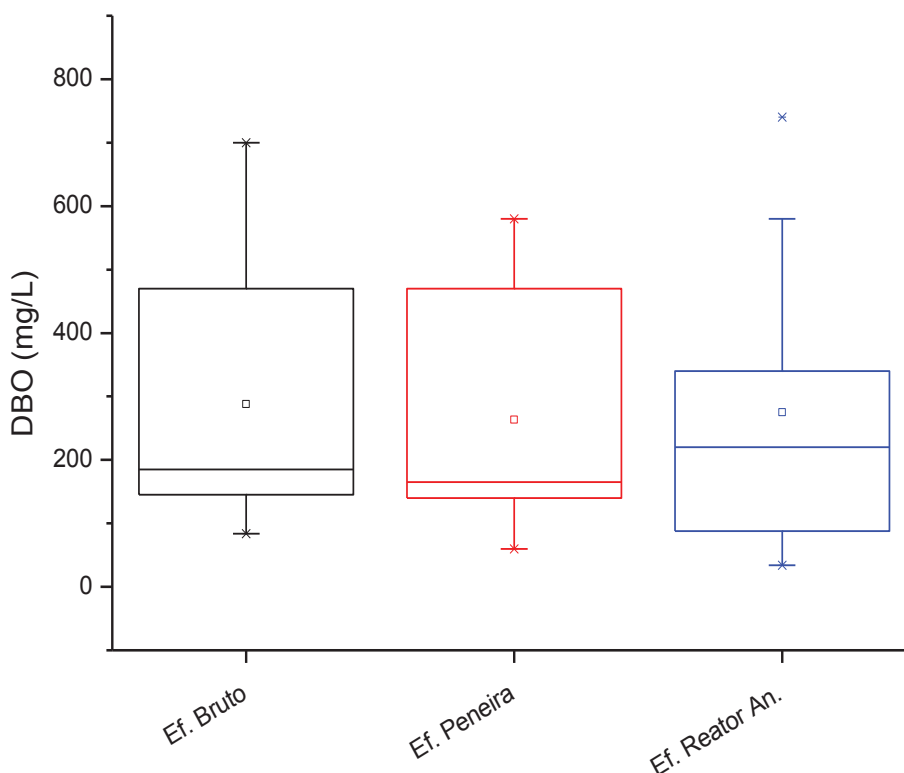
Ao se observar tanto as FIGURAS 33 a 35 quanto a TABELA 39, percebe-se a grande variação entre as concentrações ao longo de todas as etapas de monitoramento do estudo. Como pode ser notado, as eficiências de remoção média de DQO_{total}, DBO e SST estão negativas. Apenas quando é considerada a DQO_{solúvel} no efluente do reator anaeróbio, que passa por processo de filtração antes da efetiva leitura, o valor médio de eficiência de remoção chega a 45%.

Outro fato relevante que aconteceu ao longo do monitoramento foi a não realização de descarte do lodo anaeróbio, o que possivelmente prejudicou a eficiência do reator anaeróbio. Tal atividade não foi realizada pois o piloto não possuía tubulações e registros específicos para esta atividade, instalados posteriormente a

etapa 3.5. Em função disso, será necessário desconsiderar algumas etapas na análise. Na etapa 3.1 o reator ainda estava em período de adaptação, pois as concentrações efluentes apresentaram muitas variações. Por sua vez, a etapa 3.2 correspondeu a um período muito curto de coleta de dados, por essa razão, também foi considerada como adaptação.

Já para as demais etapas foi relevante o fato de não serem realizadas descargas do lodo anaeróbio. De acordo com as tabelas do Apêndice 5, o teor médio de sólidos no manto de lodo anaeróbio para as alturas superiores, considerando a partir da altura 1,7m, para as etapas 3.4 e 3.5, estiveram próximos de 10.000 mg/L. A recomendação é de 0,5% como teor de sólidos na altura superior do manto de lodo. (LOBATO *et al*, 2018). Por isso, as etapas 3.4 e 3.5 não foram consideradas representativas. Sendo assim, serão analisados apenas os dados obtidos na etapa 3. Na FIGURA 36 é possível observar a variação da concentração de DBO durante a etapa 3.3 de operação do sistema piloto.

FIGURA 36 – VARIAÇÃO DA DBO NA ETAPA 3.3 DO MONITORAMENTO



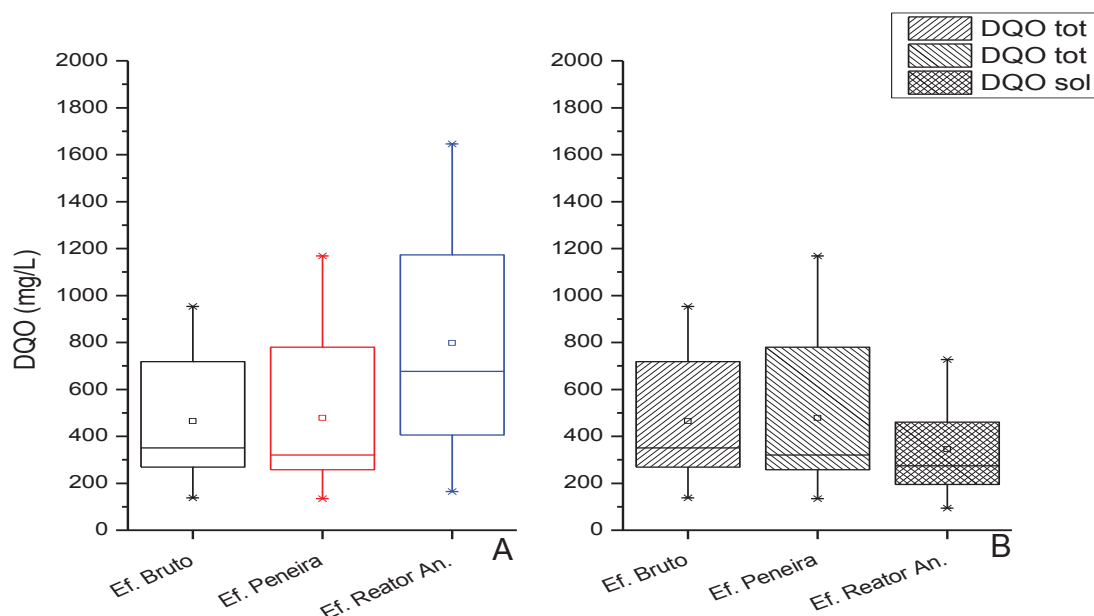
NOTA: Os dados são referentes apenas a Etapa 3.3 que teve duração de 01-04 a 10-05

FONTE: a Autora (2020)

Como pode ser observado na FIGURA 36, ocorreu grande variação da concentração de DBO na comparação entre o esgoto afluente e efluente ao reator anaeróbio. Os valores de mediana em todas as fases para o efluente foram superiores aos das concentrações do afluente. Isso possivelmente ocorreu devido a um possível arraste do lodo anaeróbio em direção à saída do reator. A eficiência média de remoção foi de 5%. Com relação à concentração de DQO, mostrada na FIGURA 37, a variação foi menor, atingindo eficiência média de remoção de 26%, um valor abaixo do esperado para um reator anaeróbio. Com relação à SST, com a variação mostrada na FIGURA 38, percebe-se que é grande a diferença entre o efluente da peneira e do reator anaeróbio, situação que possivelmente teve contribuição do não descarte do lodo anaeróbio.

O desempenho do reator anaeróbio também pode ter sido prejudicado pelo fato deste ser precedido por peneira com espaçamento de 1 mm, que acaba retendo a matéria orgânica (SSV) mais facilmente biodegradável, o que pode causar pior desempenho no reator, quando comparado com a literatura técnica, além de fazer com que a velocidade de formação do manto de lodo seja menor.

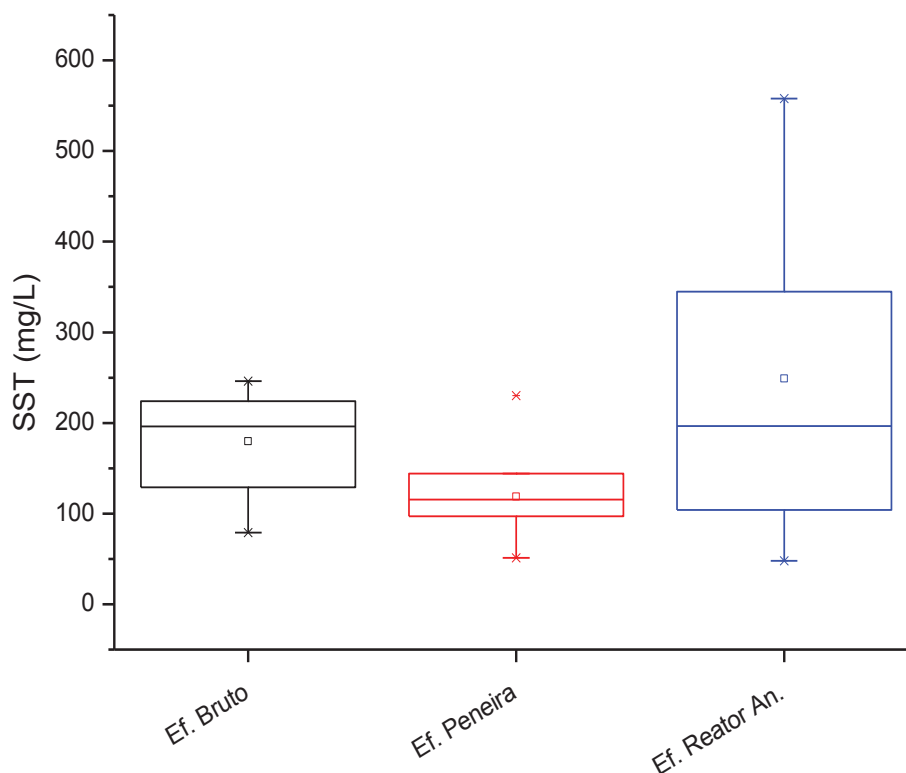
FIGURA 37 - VARIAÇÃO DA DQO NA ETAPA 3.3 DO MONITORAMENTO



NOTA: Figura A: consideração apenas de dados de DQO total. Figura B: Para o reator anaeróbio foram considerados os dados de DQO solúvel, enquanto que para os demais pontos foi considerada a DQO total. Os dados são referentes apenas a Etapa 3.3 que teve duração de 01-04 a 10-05

FONTE: a Autora (2020)

FIGURA 38 - VARIAÇÃO DE SST NA ETAPA 3.3 DO MONITORAMENTO



NOTA: Os dados são referentes apenas a Etapa 3.3 que teve duração de 01-04 a 10-05

FONTE: a Autora (2020)

TABELA 40 - VARIAÇÕES NOS PARÂMETROS DBO, DQO_{TOTAL}, DQO_{SOLÚVEL} E SST OBSERVADAS NA ETAPA 3.3 DO PERÍODO DE MONITORAMENTO

Estatística	Etapa 3.3 - Q = 12 m³/h											
	Esg. Bruto	Peneira	Reator Anae.	Ef.	Esg. Bruto	Peneira	Reator Anaeróbio	Ef.	Esg. Bruto	Peneira	Reator Anae.	Ef.
	DBO	DBO	DBO		DQO _{total}	DQO _{total}	DQO _{total}		SST	SST	SST	
	mg/L	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	mg/L	%
Nº de dados	10	10	10		10	10	10		11	10	10	
Média	288	264	275	5	465	478	798	26	180	119	249	-39
Mediana	185	165	220	-19	351	321	677	22	196	116	197	0
Desvio-Padrão	209	185	230	-	277	332	488	-	56	49	183	-
Máximo	700	580	740	-	954	1169	1646	-	246	230	558	-
Mínimo	84	60	34	-	138	134	165	-	79	51	48	-

NOTA: Os dados são referentes apenas a Etapa 3.3 que teve duração de 01-04 a 10-05

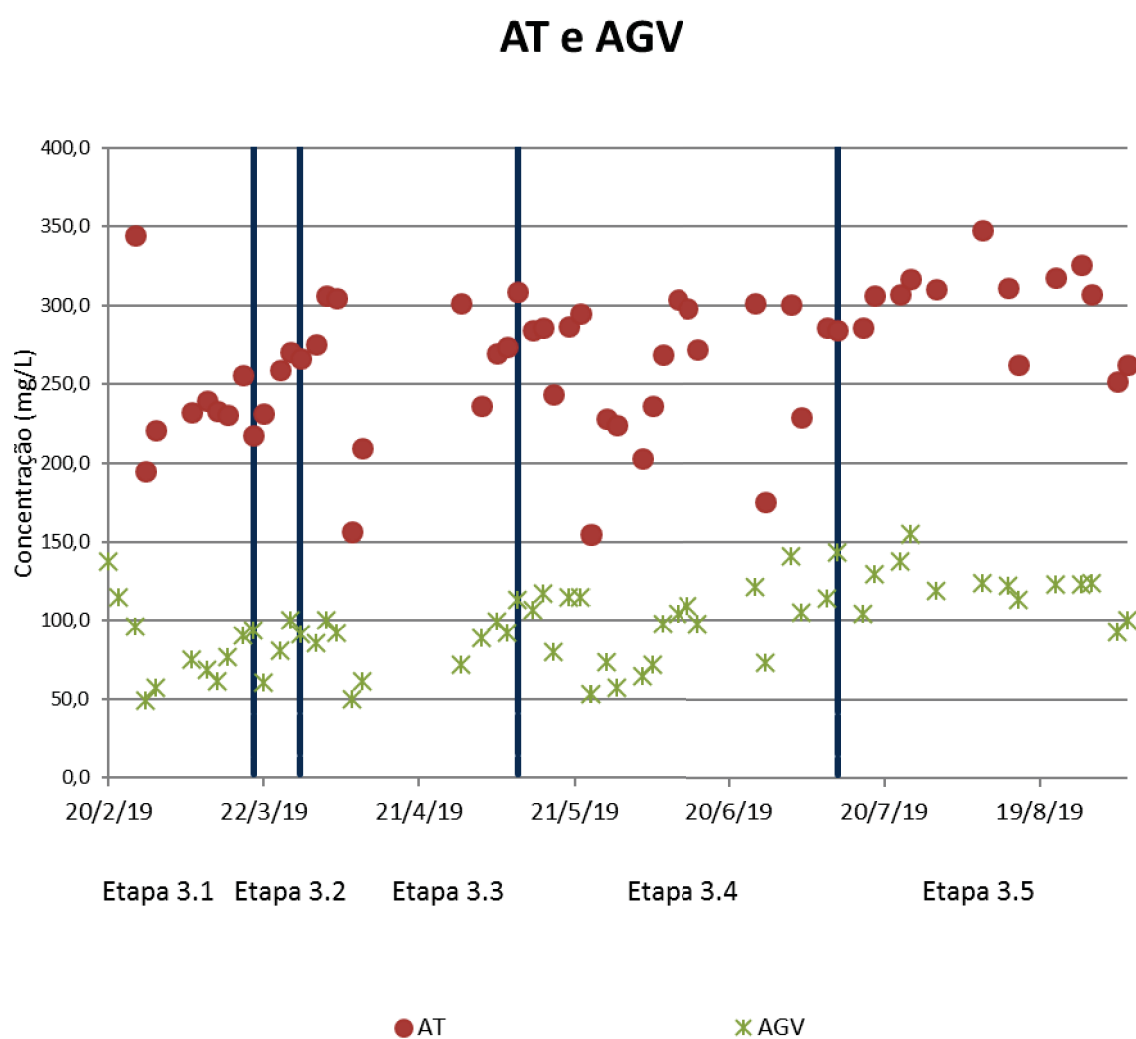
FONTE: a Autora (2020)

Quando esses resultados da etapa 3.3, mostrados na TABELA 40, são comparados aos trabalhos citados por Baettker (2019), as eficiências de remoção de DBO e DQO se mostram abaixo dos valores reportados, chegando a 5% e 26% respectivamente, e para SST atinge eficiência de remoção negativa.

4.3.2.4 Alcalinidade, Acidez e pH

A variação dos valores de alcalinidade, acidez e pH no reator anaeróbio ao longo do monitoramento pode ser observada na FIGURA 39 até a 41.

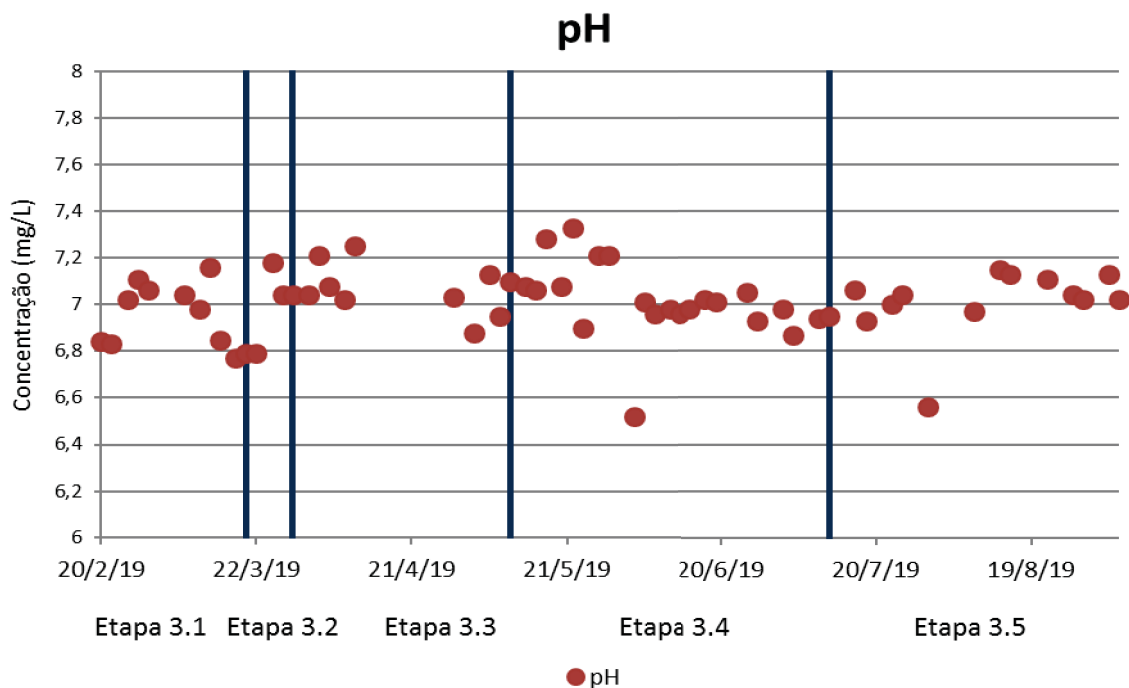
FIGURA 39 – VARIAÇÃO DE ALCALINIDADE TOTAL E ÁCIDOS GRAXOS VOLÁTEIS NO REATOR ANAERÓBIO NO PERÍODO DE MONITORAMENTO



NOTA: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03; Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 11-07.
Etapa 3.5: 16-07 a 05-09.

FONTE: a Autora (2020)

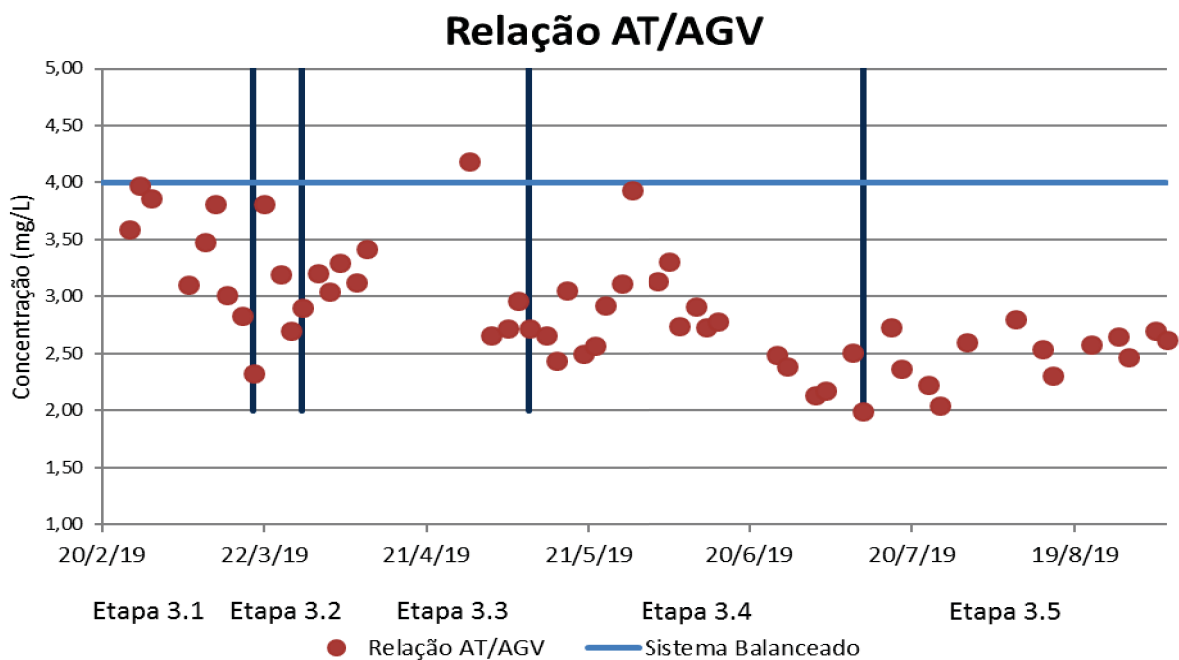
FIGURA 40– VARIAÇÃO DE pH NO REATOR ANAERÓBIO NO PERÍODO DE MONITORAMENTO



NOTA: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03; Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 11-07. Etapa 3.5: 16-07 a 05-09.

FONTE: a Autora (2020)

FIGURA 41– VARIAÇÃO DA RELAÇÃO ALCALINIDADE TOTAL/ÁCIDOS GRAXOS VOLÁTEIS NO REATOR ANAERÓBIO NO PERÍODO DE MONITORAMENTO



NOTA: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03; Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 11-07. Etapa 3.5: 16-07 a 05-09.

FONTE: a Autora (2020)

Os valores de alcalinidade total atingiram médias iguais a 287,33 mg/L para a etapa 3.1, 256,83 mg/L para a etapa seguinte, 264,22 mg/L na etapa 3.3 e 258,07 mg/L para a 3.4 e 300,89 mg/L na última etapa. Já os valores de acidez atingiram médias de 78,31 mg/L, 83,46 mg/L, 85,66 mg/L, 98,03 mg/L e 120,81 mg/L respectivamente para as etapas 3.1, 3.2, 3.3, 3.4 e 3.5. As relações AT/AGV obtiveram valores médios de 3,61, 3,15, 3,13, 2,72 e 2,51 respectivamente para as etapas de 3.1 a 3.5. Os valores da relação alcalinidade/acidez permaneceram próximo de 4, o que segundo McCarty (1964) indica balanceamento do sistema. Além disso, para este mesmo autor, quando a concentração de ácidos voláteis aumenta pode indicar alguma dificuldade no crescimento das arqueas metanogênicas, que degradam este composto.

Com relação ao pH no reator anaeróbio os valores médios em cada etapa foram 6,96 para a 3.1, 7,01 na 3.2, 7,07 na 3.3, 7,01 para a 3.4 e 7,01 para a última. O pH permaneceu próximo da neutralidade ao longo das etapas do monitoramento, o que favorece a eficiência do tratamento anaeróbio (MCCARTY, 1964). Esses valores estão dentro da faixa indicada por Chernicharo (2011) como característica de reatores anaeróbios.

5 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

A análise do projeto do compartimento anaeróbio mostrou que, em vários aspectos, foram observadas as recomendações da norma brasileira, porém existem algumas questões inovadoras, como a ausência do separador de fases, que podem prejudicar a avaliação do desempenho do reator.

Já a análise do projeto do sistema de lodos ativados foi realizada baseada em três possíveis formas de operação, como sistema convencional, com e sem nitrificação e sistema com aeração prolongada com nitrificação e desnitrificação. O dimensionamento para a operação convencional com nitrificação foi o que mais se aproximou do volume real do tanque de aeração, indicando a proximidade dos parâmetros utilizados no pré-dimensionamento com aqueles provavelmente adotados no projeto do sistema. Como esta Dissertação não monitorou o sistema de lodos ativados, as respectivas conclusões sobre o funcionamento serão obtidas em trabalhos posteriores.

Em relação à peneira estática com espaçamento de 1 mm, o equipamento apresentou eficiência próxima a 30% na remoção de SST, porém menor que a esperada para um decantador primário, utilizado como comparação.

Com o início da operação do sistema e o respectivo monitoramento do reator (compartimento) anaeróbio foram obtidos os seguintes resultados:

- As análises do esgoto bruto coletado apresentaram resultados para a concentração de DBO, DQO e SST (medianas de 210 mg/L, 436 mg/L e 198 mg/L, respectivamente) dentro da faixa observada em outros estudos para ETEs na região de Curitiba;
- A análise de AME do lodo inoculado no compartimento anaeróbio apresentou média de 0,298 gDQO_{CH4}/gSTV.d, valor dentro da variação observada em lodos de reatores UASB operando na região de Curitiba;
- Com relação ao perfil do manto de lodo, observou-se ao longo do monitoramento a ocorrência de elevação da concentração do teor de sólidos, principalmente nas alturas superiores do compartimento anaeróbio. Esse fato pode ser uma consequência do aumento das vazões de entrada ao longo das fases de monitoramento, da forma de

distribuição do esgoto e da ausência de descarga do lodo anaeróbio em excesso, durante a operação;

- A etapa representativa de operação do reator anaeróbio apresentou eficiência de remoção de DBO e DQO de 5 e 26%, respectivamente, e para SST a eficiência foi negativa. Esses resultados, abaixo do esperado para um reator anaeróbio, podem ter sofrido influência da presença da peneira de 1 mm (antes do reator anaeróbio), ausência de descarga do lodo e do aumento das velocidades ascensionais no reator (de 0,16 a 0,49 m/h) que podem ter causado dificuldade na retenção de sólidos no manto de lodo, devido à ausência do separador trifásico.

A análise dos fatos relatados ao longo da operação do reator anaeróbio sem o separador de fases permitiu concluir que não foi possível controlar a suspensão do manto de lodo apenas com a restrição de vazão no sistema. Faz-se necessário a utilização de um separador de fases, especialmente quando são aumentadas as velocidades ascensionais. Não se pode afirmar que este foi o único motivo dos resultados ruins, já que não ocorreu o descarte de lodo anaeróbio, o que certamente contribuiu para a diminuição das eficiências de remoção do sistema.

5.1 RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Para a continuidade dos trabalhos, recomenda-se a inserção das seguintes etapas de investigação:

- Avaliar a operação do reator anaeróbio com o funcionamento do decantador lamelar externo e descarte periódico de lodo anaeróbio, incluindo a produção do biogás;
- Avaliar a operação do sistema integrado reator anaeróbio e sistema de lodos ativados, incluindo a avaliação do *scubber* (lavador de gases);
- Avaliar diferentes configurações do sistema de lodos ativados, operação convencional e aeração prolongada, com inclusão dos processos de nitrificação e desnitrificação;
- Avaliar a operação do sistema integrado reator anaeróbio e sistema de lodos ativados com inclusão dos grânulos ANAMMOX;

- Monitorar o desenvolvimento da microfauna do sistema de lodos ativados ao longo de todas as etapas de operação, auxiliando a avaliação do processo, geralmente apoiada em parâmetros físico-químicos.

REFERÊNCIAS

ABREU, S. B., ZAIAT, M. Desempenho de reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo no tratamento de esgoto sanitário. **Revista Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 13 , n.2, abr – jun 2008.

AISSE, M. M. **Sistemas Econômicos de Tratamento de Esgotos Sanitários**. 1. Ed. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental -ABES, Rio de Janeiro, 2000.

AISSE, M.M. **Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios**. Tese (Doutorado em Engenharia Civil) Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2002.

AISSE, M.M; LOBATO, M. B.; JURGENSEN, D.; ALÉM SOBRINHO, P. Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios no Estado do Paraná (Brasil). *Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*. 2002, Cancún. **Anais...AIDIS:2002**.

ALÉM SOBRINHO, P. Estudo dos fatores que influem no desempenho do processo de lodos ativados – determinação dos parâmetros de projeto para esgotos predominantemente domésticos. **Revista DAE**, n.132, p.49-85, mar.1983.

ALÉM SOBRINHO, P.; JORDÃO, E. P. **Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios – Uma Análise Crítica**. In: CHERNICHARO, C.A.L. (Org.) Pós-tratamento de Efluentes Anaeróbios – Coletânea de Artigos Técnicos. ABES, Rio de Janeiro, 2001.

APHA; AWWA; WEF. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. New York: 21th Ed. 2012.

AQUINO, S.F.; CHERNICHARO, C.A.L.; FORESTI, E.; SANTOS, M.L.F.; MONTEGGIA, L.O. Metodologias para determinação da atividade metanogênica específica (AME) em lodos anaeróbios. **Revista Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 12, n.2, abr – jun 2007.

ARAUJO JUNIOR, M. M.; LERMONTOV, A.; ARAUJO, P. L. S.; ZAIAT, M. Reduction of sludge generation by the addition of support material in a cyclic activated sludge system for municipal wastewater treatment. **Bioresource Technology**, n. 143, p. 483 – 489, 2013.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. ABNT – **NBR-12.209**. Elaboração de projetos hidráulico-sanitários de estações de tratamento de esgotos sanitários. 2ª Ed. Rio de Janeiro: ABNT, 2011.

AZIMI, A.A.; ZAMANZADEH, M. Determination of design criteria for UASB reactors as a wastewater pretreatment system in tropical small communities. **International Journal Environmental Science Technology**. v.1, n. 1, p. 51-57, 2004.

BAETTKER, E. C.; BARÉA, P. B.; AISSE, M. M. **Ensaio de Atividade Metanogênica Específica**: Experiência do Labeam / UFPR. DHS: PPGERHA, jan. 2019.

BAETTKER, E. C. **Avaliação da Tratabilidade de Lixiviado de Aterro Sanitário Combinado com Esgoto Sanitário em Reator Anaeróbio tipo UASB**. Tese (Doutorado em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental) – Departamento de Hidráulica e Saneamento, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2019

BARBOSA, R. A.; SOUSA, J. T.; LOPES, W. S.; LEITE, V. D.; CABRAL, L. L. B. Remoção de sulfetos em reatores UASB microaerados tratando esgoto sanitário. **Revista DAE**, v.67, p. 5 – 19, 2019.

BARÉA, L.C.; MERINI, E.B.S.; FORTES JR, J.; BUSATO, R.; GALPERIN, V. Recomendações Técnicas de Projeto de Estações de Tratamento de Esgoto. **Projeto Compartilhando Conhecimento**. Curitiba: Sanepar, 2015.

BAREA, P.B.; AZEVEDO, B.R.; ROSS, B.Z.L.; PESSOTTO, B.; AISSE, M.M. Avaliação de desempenho de um sistema reator anaeróbio de manto de lodo modificado integrado a processo de lodo ativado tratando esgoto sanitário. 30º Congresso Nacional de Saneamento e Meio Ambiente. 2019, São Paulo. **Anais... AESABESP:2019**.

BORGES, N.B. **Aproveitamento dos resíduos gerados no tratamento preliminar de estações de tratamento de esgoto**. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Saneamento) – Universidade de São Paulo, São Carlos, 2014.

BRANDT, E.M.F.; SANTOS, J.M.B.; SOUZA, C.L.; POSSETTI, G.R.C.; RIBEIRO, T.B.; CARVALHO JÚNIOR, A.N.; CHERNICHARO, C.A.L. Contribuição para o aprimoramento de projeto, construção e operação de reatores UASB aplicados ao tratamento de esgoto sanitário – Parte 4: Controle de corrosão e emissões gasosas. **Revista DAE**, v.66, p. 56 – 72, 2018.

BRASIL. Agência Nacional de Águas. Atlas esgotos: despoluição de bacias hidrográficas / Agência Nacional de Águas, Secretaria Nacional de Saneamento Ambiental. -- Brasília: ANA, 2017a.

BRASIL. Guia técnico de aproveitamento energético de aproveitamento de biogás em estações de tratamento de esgoto. Ministério das Cidades. Brasília: Ministério das Cidades, 2017b.

BRASIL. Agência Nacional de Águas. Atlas esgotos: atualização da base de dados de estações de tratamento de esgotos no Brasil / Agência Nacional de Águas, Secretaria Nacional de Saneamento Ambiental. -- Brasília: ANA, 2020.

CAMARGO, B. M. **Comportamento de Reator UASB sem Separador Trifásico no Tratamento de Esgoto Sanitário**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2016.

CAMPOS, J. R. (org.). **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo**. ABES, Rio de Janeiro, 1999.

CAMPOS, F.; PIVELI, R.P.; BUENO, R.F. Influência do recebimento de lixiviado de aterro sanitário sobre a dinâmica populacional da microfauna em sistema de tratamento de esgoto sanitário. **Revista TAE**. v. 7, 2012.

CHERNICHARO, C.A.L.; RIBEIRO, T.B.; GARCIA, G.B.; LERMONTOV, A.; PLATZER, C.J.; POSSETTI, G.R.C.; LEITES, M.A.L.; ROSSETO, R.; Panorama do tratamento de esgoto sanitário nas regiões sul, sudeste e centro-oeste do Brasil: tecnologias mais empregadas. **Revista DAE**, n. 213, out – dez 2018.

CHERNICHARO, C.A.L.; van LIER, J.B.; NOYOLA, A.; BRESSANI RIBEIRO, T. Anaerobic sewage treatment: state of the art, constraints and challenges. **Environmental Science Biotechnology**. v.14, n.4, p. 649-679, 2015.

CHERNICHARO, C.A.L.; ALMEIDA, P.G.S.; LOBATO, L.C.S.; COUTO, T.C; BORGES, J.M.; LACERDA, Y.S. Experience with the design and start up of two full-scale UASB plants in Brazil: enhancements and drawbacks. **Water Science & Technology**. v. 60.2, p. 507-515, 2009.

CHERNICHARO, C.A.L. **Reatores Anaeróbios**. 2. Ed. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, Belo Horizonte, 2007.

CHERNICHARO, C.A.L. Post-treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater. **Reviews in Environmental Science and Biotechnology**. v.5, p. 73-92, 2006.

CONAMA – Resolução nº 375, de 29 de agosto de 2006. Define critérios e procedimentos, para o uso agrícola de lodos de esgoto gerados em estações de tratamento de esgoto sanitário e seus produtos derivados, e dá outras providências.

CUTOLO, S.A; ROCHA, A.A. Correlação entre a microfauna e as condições operacionais de um processo de lodos ativados. *Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*. 2000, Porto Alegre. **Anais...ABES:2002**.

DERKS, Y. M. **Uso da Respirometria para Avaliar a Influência de Fatores Operacionais e Ambientais sobre a Cinética de Nitrificação**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil e Ambiental) - Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, 2007.

DI BERNARDO, L.; DANTAS, A.B.; VOLTAN, P.E.N. Decantação Convencional e de Alta Taxa. In: **Métodos e Técnicas de Tratamento de Água**. São Carlos: LDiBe Editora, 2017, p. 413 – 499.

DUARTE, O. A. H. **Avaliação de equipamentos de medição online, em uma Estação de Tratamento de Esgoto Sanitário que utiliza reatores UASB, incluindo a geração de Biogás, em escala plena**. Tese (Doutorado em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental) – Departamento de Hidráulica e Saneamento, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2019

FAZOLO, A. FORESTI, E. ZAIAT, M. Removal of Nitrogen and Organic Matter in a Radial-Flow Aerobic-Anoxic Immobilized Biomass Reactor Used in the Posttreatment of Anaerobically Treated Effluent. **Applied Biochemistry Biotechnology**. v. 142, p.44-51, 2007.

FORESTI, E.; ZAIAT, M.; VALLERO, M. Anaerobic processes as the core technology for sustainable domestic wastewater treatment: Consolidated applications, new trends, perspectives, and challenges. **Reviews in Environmental Science and Biotechnology**. v.5, p. 3-19, 2006.

GARBOSSA, L. H. P. **Avaliação de sistemas anaeróbio-aeróbio com biomassa imobilizada para remoção de matéria carbonácea e nitrogênio de esgoto sanitário e uso de biogás na desnitrificação**. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Saneamento) – Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

GASPAR, P. M.F., PIVELI, R.P., ALÉM SOBRINHO, P. Pós-Tratamento de Efluente de Reator UASB em Sistema de Lodos Ativados visando a Remoção Biológica do Nitrogênio Associada à Remoção Físico-Química do Fósforo. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2005, Campo Grande. **Anais ...ABES**: 2005.

GAUDENCIO, B. H. **Reator anaeróbio híbrido (leito fixo e manta de lodo) em escala plena tratando esgoto sanitário: avaliação da nova configuração**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Hidráulica e Saneamento) – Universidade de São Paulo, São Carlos, 2016.

GERMILI, F., ORHON, D., ARTAN, N. Assessment of the initial inert soluble COD in industrial wastewater. **Water Science Technology**. v. 23, p. 1077–1086, 1991.

GONÇALVES, R. F. (org.). **Desinfecção de Efluentes Sanitários**. ABES, Rio de Janeiro, 2003.

GUIMARÃES, P.; MELO, H. N. S.; CAVALCANTI, P. F. F.; VAN HAANDEL, A. C. Anaerobic–Aerobic Sewage Treatment Using the Combination UASB-SBR Activated Sludge. **Journal of Environmental Science and Health, Part A**, v.38, n.11, p. 2633-2641, 2003.

HENZE, M.; van LOOSDRECHT, M.C.M; EKAMA, G.A.; BRDJANOVIC, D. **Biological Wastewater Treatment**. IWA, London, 2008.

HOYOS, N. L. M. **Análise comparativa do desempenho de reator anaeróbio híbrido e reator de manto de lodo de fluxo ascendente (UASB) aplicados ao tratamento de esgoto sanitário**. Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2016.

HOYOS, N.L.M.; BARROSO JUNIOR, J.C.; LEAL, F.K.; BARRANTES, E.F.G.; MONTEGGIA, L.O. Proposta de nova configuração de reator anaeróbio híbrido aplicado ao tratamento de esgoto sanitário. **Revista DAE**. v.67, p.73 – 88, 2019.

HREIZ, R.; LATIFI, M.A.; ROCHE, N. Optimal design and operation of activated sludge processes: State-of-the-art. **Chemical Engineering Journal**. v.281, p. 900-920, 2015.

HULSHOFF POL, L.W.; ZEEUW, W.; DOLFING, J.; LETTINGA, G. Start-up and sludge granulation in UASB reactors. Anaerobic Waste Water Treatment Symposium, 1983, Noordwijkerhout. **Anais...** European Symposium: 1983.

JORDÃO, E. P.; PESSÔA, C. A. **Tratamento de esgotos domésticos**. 6. ed. ABES, Rio de Janeiro, 2011.

LEITÃO, R. C.; van HAANDEL, A. C.; ZEEMAN, G.; LETTINGA, G. The effects of operational and environmental variations on anaerobic wastewater treatment systems: a review. **Bioresource Technology**. v. 97, p. 1105-1118, 2006.

LETTINGA, G.; van VELSEN, A.F.M.; HOBMA, S.W.; de ZEEUW, W; KLAPWIJK, A. Use of the Upflow Sludge Blanket (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment, Especially for Anaerobic Treatment. **Biotechnology and Bioengineering**, v. XXII, p. 699-734, 1980.

LETTINGA, G.; ROERSMA, R.; GRIN, P. Anaerobic Treatment of Raw Domestic Sewage at Ambient Temperatures using a Granular Bed UASB Reactor. **Biotechnology and Bioengineering**, v.. XXV, p. 1701-1723, 1983.

LETTINGA, G. Treatment of raw sewage under tropical conditions. In: Anaerobic reactor technology - International Course on Anaerobic Waste Water Treatment. Delft: 1993.

LI, A.; LI, X.; YU, H. Effect of the food-to-microorganism (F/M) ratio on the formation and size of aerobic sludge granules. **Process Biochemistry**, v. 46, n. 12, p. 2269 – 2276, 2011.

LI, B.; STENSTROM, M.K. Research advances and challenges in one-dimension modeling of secondary settling Tanks – A critical review. **Water Research**, v. 65, p. 40-63, 2014.

LOBATO, L.C.S.; CHERNICHARO, C.A.L; SOUZA, C.L. Estimates of methane loss and energy recovery potential in anaerobic reactors treating domestic wastewater. **Water Science and Technology**, v.66, n. 12, p.2745-2753, 2012.

LOBATO, L.C.S.; RIBEIRO, T.B.; SILVA, B.S.; NEVES, P.N.P.; CHERNICHARO, C.A.L. Contribuição para o aprimoramento de projeto, construção e operação de reatores UASB aplicados ao tratamento de esgoto sanitário – Parte 3: Gerenciamento de lodo e espuma. **Revista DAE**, v.66, p. 30 – 55, 2018.

MACE, S.; MATA-ALVAREZ, J. Utilization of SBR Technology for Wastewater Treatment: An Overview. **Ind. Eng. Chem. Res**, v.41, p. 5539 – 5553, 2002.

MANCUSO, P.C.S.; SANTOS, H.F. **Reúso de Água**. Barueri, São Paulo.: Manole, 2003.

MATSUO, E.T. **BIOPAQ UBOX**. 2015. 104 slides. Disponível em: <asemae.org.br/noticias/item/498-apresentacao-de-tecnologias-elias-takeshi-matsuo>. Acesso em: 17 fev. 2020.

MCCARTY, P. L. What is the Best Biological Process for Nitrogen Removal: When and Why? **Environmental Science Technology**, v.52, p. 3835 – 3841, 2018.

MCCARTY, P. L. Anaerobic Waste Treatment Fundamentals. **Public Works** – Parts 1, 2, 3 and 4. v.95, n.9, p. 107-112; n.10, p. 123-126; n. 11, p. 91-94; n.12 p.95-99, 1964.

METCALF & EDDY Inc. **Tratamento de Efluentes e Recuperação de Recursos**. 5 ed. Porto Alegre: AMGH, 2016.

METCALF & EDDY Inc. **Wastewater engineering: Treatment and Reuse**. 4 ed. McGraw Hill, Nova York, 2004.

MUNGRAY, A.K.; MURTHY, Z.V.P. Post-treatment of up-flow anaerobic sludge blanket reactor effluents in activated sludge process-based system for anionic surfactants. **Water and Environment Journal**, v.28, p.84-94, 2014.

MUNGRAY, A.K.; PATEL, K. Coliforms removal in two UASB + ASP based systems. **International Biodeterioration & Biodegradation**, v.65, p. 23-28, 2011.

NISHIMURA, S.; YODA, M. Removal of hydrogen sulfide from an anaerobic biogas using a bio-scrubber. **Water Science & Technology**, v.36, p.349-356, 1997.

NOYOLA, A.; MORGAN-SAGASTUME, J.M.; LÓPEZ-HERNÁNDEZ, J.E. Treatment of biogas produced in anaerobic reactors for domestic wastewater: odor control and energy/resource recovery. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, v.5, p. 93-114, 2006.

OLIVEIRA, G.S.S; ARAÚJO, C.V.M.; FERNANDES, J.G.S. Microbiologia de sistema de lodos ativados e sua relação com o tratamento de efluentes industriais: a experiência da Cetrel. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v.14, p. 183-191, 2009.

PAIVA, L.A.L.; VAN HAANDEL, A.C.; MOTA, L.S. Lodo ativado em bateladas sequenciais como opção de pós-tratamento de efluentes de reatores UASB. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v.25, p. 259-269, 2020.

PAQUES. **Comunicação Pessoal**. 2018.

PAQUES. **Comunicação Pessoal**. 2019.

PATZIGER, M.; KAINZ, H.; HUNZE, M.; JÓZSA, J. Influence of secondary settling tank performance on suspended solids mass balance in activated sludge systems. **Water Research**, v.46, p. 2415-2424, 2012.

PAULA, A. C. **Avaliação integrada do desempenho de reatores anaeróbios do tipo UASB tratando esgoto doméstico em escala real**. Dissertação (Mestrado em

Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental) – Departamento de Hidráulica e Saneamento, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2019

PESSOTTO, B. **Design and performance evaluation of an anaerobic sludge blanket reactor with mechanical mixing system and a high-rate settler treating domestic wastewater.** Tese (Doutorado em Hidráulica e Engenharia Sanitária) – Universidade de São Paulo, São Carlos, 2015.

PREFEITURA MUNICIPAL DE CURITIBA. Plano Municipal de Saneamento. Curitiba:2017

POSSETTI, G.R.C; RIETOW, J.C.; COSTA, F.J.O.G.; WAGNER, L.G.; LOBATO, L.C.S.; RIBEIRO, T.B.; MELO, D.F.; REIS, J.A.; CHERNICHARO, C.A.L. Contribuição para o aprimoramento de projeto, construção e operação de reatores UASB aplicados ao tratamento de esgoto sanitário – Parte 5: Biogás e emissões fugitivas de metano. **Revista DAE**, v. 66, p. 73 – 89, 2018.

RIBEIRO, T. B.; EMRICH, A. L.; SANTOS, J.M.B.; POAGUE, K. I. H. M.; CHERNICHARO, C.A.L. Desenvolvimento de separadores trifásicos modulares para reatores UASB tratando esgoto sanitário. Seminário Nacional ETES Sustentáveis, 2018, Curitiba. **Anais ...ISAE-FGV**,2019.

RIBEIRO, T.B.; LOBATO, L.C.S.; SOUZA, S.N.; PEGORINI, E.S.; CHERNICHARO, C.A.L. Contribuição para o aprimoramento de projeto, construção e operação de reatores UASB aplicados ao tratamento de esgoto sanitário – Parte 2: Tratamento preliminar, bombeamento e distribuição de vazão. **Revista DAE**, v. 66, p. 73 – 89, 2018.

ROSS, B.Z.L. **Escuma de reatores anaeróbios tratando esgotos domésticos em escala real: produção, caracterização e proposição de parâmetros para seu gerenciamento.** Tese (Doutorado em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental) – Departamento de Hidráulica e Saneamento, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2015.

ROSS, B.Z.L; CARNEIRO, C.; AISSE, M.M.; FROEHNER, S. Caracterização da escuma produzida em reatores anaeróbios de manto de lodo, estado do Paraná. XXVII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2013, Goiânia. **Anais ... ABES**,2013.

SALIBA, P. D.; von SPERLING, M.; Performance evaluation of a large sewage treatment plant in Brazil, consisting of a UASB reactor followed by activated sludge. **Water Science & Technology**, 2017.

SANTOS, S.L.; CHAVES, S.R.M.; VAN HAANDEL, A. Influence of phase separator design on the performance of UASB reactors treating municipal wastewater. **Water SA**. v. 42. n. 2 , p. 176-182, 2016.

SANEPAR. **Comunicação Pessoal**. 2018.

SEGHEZZO, L.; GUERRA, R.G.; GONZÁLEZ, S.M.; TRUPIANO, A.P; FIGUEROA, M.E.; CUEVAS, C.M.; ZEEMAN, G.; LETTINGA, G. Removal efficiency and methanogenic activity profiles in a pilot-scale UASB reactor treating settled sewage at moderate temperatures. **Water Science and Technology**. v.45, n. 10, p. 243-248, 2002.

SEGHEZZO, L.; ZEEMAN, G.; van LIER, J.B.; HAMELERS, H.V.M.; LETTINGA, G. A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGBS reactors. **Bioresource Technology**, n.65, p. 175-190, 1998.

SILVA, B.G; DAMIANOVIC, M.H.R.Z.; FORESTI, E. Effects of intermittent aeration periods on a structured-bed reactor continuously fed on the post-treatment of sewage anaerobic effluent. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, n.41, p. 1115 – 1120, 2018.

SILVA, B.S.; PIVELI, R.P. Avaliação do descarte do lodo aeróbio no desempenho de reator UASB operando em plena escala e na qualidade do efluente gerado para o pós-tratamento. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2017, São Paulo. **Anais...** ABES: 2017.

SILVA, B.S.; Desempenho de reator UASB em escala plena no tratamento de esgoto sanitário e lodo ativado em excesso do pós-tratamento. Congresso Nacional de Saneamento e Meio Ambiente, 2018, São Paulo. **Anais...** AESABESP: 2018.

SILVA FILHO, J.A.; van HAANDEL, A.C.; Estabilização de lodo de pós-tratamento aeróbio na unidade de pré-tratamento aeróbio. **Revista DAE**, n. 194, jan – abr 2014.

SOUSA, J.T.; FORESTI, E. Domestic sewage treatment in an upflow anaerobic sludge blanket – sequencing batch reactor system. **Water Science Technology**, v.33, n. 3, p. 73 – 84, 1996.

TEIXEIRA, A.R.; CHERNICHARO, C.A.L. Concepção e avaliação de uma unidade de peneiramento forçado para a redução do tamanho de partículas presentes no esgoto bruto doméstico. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 14, n.3, p. 307-316, 2009.

VAN HAANDEL, A. C.; CAVALCANTI, P. F. F.; MEDEIROS, E. J. S.; SILVA, J. K. M. Estratégia de descarga de lodo de excesso de reatores UASB tratando esgoto municipal. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 1999, Rio de Janeiro. **Anais...**ABES: 1999.

VAN HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. **Tratamento Anaeróbio de Esgotos – Um manual para regiões de clima quente**. 1. Ed. Epgraf, Campina Grande, 1994.

VAN HAANDEL, A. C.; MARAIS, G. **O Comportamento do Sistema de Lodo Ativado**. 1. Ed. Epgraf, Campina Grande, 1999.

VAN HAANDEL, A.C.; VAN DER LUBBE, J. **Handbook Biological Waste Water Treatment**. 1. Ed. Quist Publishing, Leidschendam, 2007.

VAN LIER, J.B.; VASHI, A.; van der LUBBE, J.; HEFFERNAN B. Anaerobic sewage treatment using UASB reactors: engineering and operational aspects. In: FANG, HHP (ed) **Environmental anaerobic technology; applications and new developments**. London: World Scientific Imperial College Press, 2010, pp.59-89.

VIEIRA, S.M.M.; GARCIA JUNIOR, A.D. Sewage treatment by UASB reactor. Operation, results and recommendations for design and utilization. **Water Science and Technology**. v. 25, n. 7, p. 143-157, 1992.

VON SPERLING, M.; VAN HAANDEL, A. C; JORDÃO, E. P.; CAMPOS, J. R.; CYBIS, L. F.; AISSE, M. M.; ALEM SOBRINHO, P. Pós-tratamento de efluentes de reatores Anaeróbios por lodos ativados. In: CHERNICHARO, C.A.L. (ed). **Pós-tratamento de reatores anaeróbios**. ABES, Rio de Janeiro, 2001.

VON SPERLING, M.; FREIRE, V. H.; CHERNICHARO, C.A.L. Performance evaluation of a UASB – activated sludge system treating municipal wastewater. **Water Science and Technology**, v. 43, No. 11, p. 323-328, 2001.

VON SPERLING, M. **Lodos Ativados**. 1. Ed. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, Belo Horizonte, 1997.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 2. Ed. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, Belo Horizonte, 1996.

WAN, J.; GU, J., ZHAO, Q.; LIU, Y. COD capture: a feasible option towards energy self-sufficient domestic wastewater treatment. Scientific Report. 6, 25054, 2016.

WIPPEL, S. **Avaliação Técnica e Econômica de utilização de Biogás gerado na ETE Atuba Sul para Secagem Térmica e Higienização do Lodo**. Dissertação (Mestrado Profissional em Meio Ambiente Urbano e Industrial). Universidade Federal do Paraná (UFPR), Curitiba, 2012.

ZEEUW, W.; LETTINGA, G. Start-up of UASB reactors. Anaerobic Waste Water Treatment Symposium, 1983, Noordwijkerhout. **Anais...European Symposium**: 1983.

ZOPPAS, F.M.; BERNARDES, A. M.; MENEGUZZI, A. Parâmetros operacionais na remoção biológica de nitrogênio de águas por nitrificação e desnitrificação simultânea. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 21, n. 1, p. 29-42, 2016.

APÊNDICE

1 Pré-dimensionamento do Reator Anaeróbio	151
2 Pré-dimensionamento do Sistema de Lodos Ativados	155
3 Avaliação do Esgoto Bruto Afluente à ETE Atuba Sul	167
4 Procedimento adotado para o ensaio da AME do lodo inoculado	169
5 Resultados do Monitoramento do Equipamento Piloto	174

Apêndice 1 – Pré-dimensionamento do reator anaeróbio

A resolução deste dimensionamento utilizou principalmente as recomendações de Chernicharo (2007) e observando ainda os parâmetros citados no item 2.2.3 da Dissertação.

1) Considerações iniciais

- Q: 5,1 L/s = 18,3 m³/h = 438 m³/d
- Concentração média de DBO afluente ao reator UASB: 400 mg/L
- Concentração média de DQO afluente ao reator UASB: 800 mg/L
- Concentração média de SST afluente ao reator UASB: 360 mg/L

Expectativa de remoção no reator anaeróbio

- 65% para DBO → $DBO_{ef} = 140 \text{ mg/L}$
- 60% para DQO → $DQO_{ef} = 320 \text{ mg/L}$
- 65% para SST → $SST_{ef} = 126 \text{ mg/L}$

2) Cálculo do manto de lodo (câmara inferior)

- Adotado tempo de detenção no manto de lodo de 5 horas

$$V = Q \times td = 18,3 \times 5 = 91,5 \text{ m}^3$$

- Adotada altura do manto de lodo igual a 2,5 m

$$A_{ml} = \frac{V_{ml}}{H_{ml}} = \frac{91,5}{2,5} = 36,6 \text{ m}^2$$

- Adotado formato cilíndrico do reator anaeróbio

$$A = \frac{\pi \times D^2}{4}; D = 6,83 \text{ m}$$

- Verificação da velocidade ascensional

$$V_{asc} = \frac{Q}{A} = \frac{18,3}{36,6} = 0,5 \text{ m/h}$$

-Verificação da Carga Orgânica Volumétrica (COV)

$$CO = Q \times DQO = 438 \text{ m}^3/\text{d} \times 800 \text{ mg/L} = 350,4 \text{ kgDQO/d}$$

$$COV = \frac{CO}{V} = \frac{350,4}{91,5} = 3,8 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot \text{d}$$

-Taxa de aplicação de sólidos (TAS)

$$TAS = \frac{CO}{\text{massa de sólidos}}$$

$$\text{Massa de sólidos} = V_{ml} \times SSV$$

-Adotado: -relação SSV/SST de 0,7
-Teor SST = 35 kg/m³

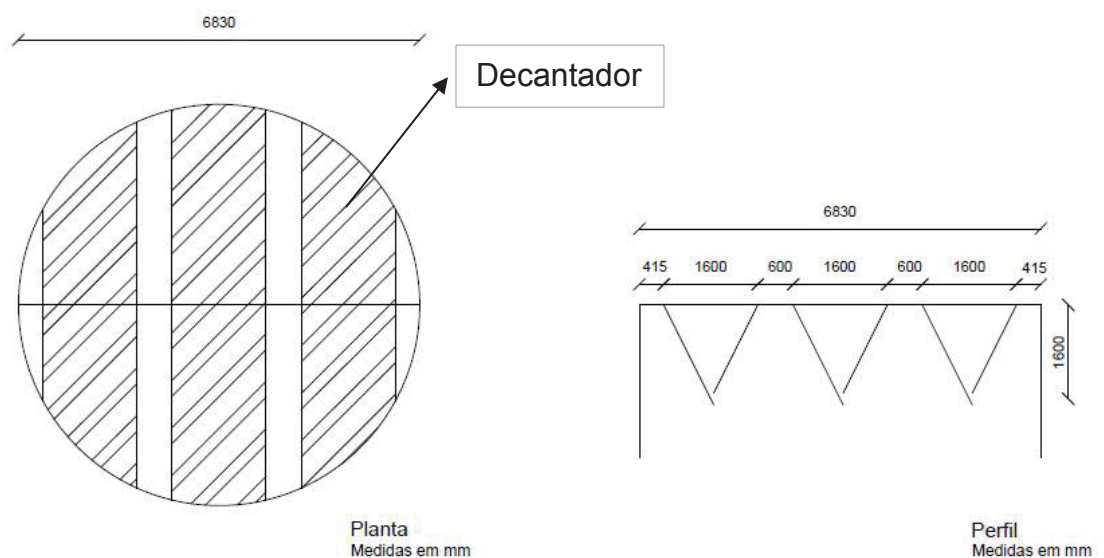
$$\text{Massa de sólidos} = 91,5 \times 0,7 \times 35 = 2241,75 \text{ kgSSV}$$

$$TAS = \frac{350,4}{2241,75} = 0,15 \text{ kgDQO/kgSSV} \cdot \text{d}$$

3) Dimensionamento da câmara superior

Na FIGURA 42 está representado o decantador secundário tradicional (separador trifásico) utilizado neste dimensionamento. Foram previstos três decantadores, que pelo formato circular do reator, têm comprimentos diferentes.

FIGURA 42 – REPRESENTAÇÃO EM PLANTA E PERFIL DOS DECANTADORES PREVISTOS NO DIMENSIONAMENTO DO REATOR UASB



FONTE: a autora (2020)

a) Volume

-Adotado tempo de detenção de 2h no decantador

$$V = Q \times td = 18,3 \times 2 = 36,6 \text{ m}^3$$

b) Área

- Adotada taxa de escoamento superficial de 0,8 m³/m².h

$$A = \frac{Q}{\text{taxa}} = \frac{18,3}{0,8} = 22,9 \text{ m}^2$$

c) Altura

$$\text{Altura} = \frac{V}{A} = \frac{36,6}{22,9} = 1,6 \text{ m}$$

d) Verificação de taxa de aplicação superficial (TAS) nos decantadores

$$TAS = \frac{Q}{A_{\text{sup dec}}} = \frac{18,3}{17,27 \times 1,6} = 0,66 \text{ m/h}$$

e) Verificação do tempo de detenção hidráulica nos decantadores

$$TDH = \frac{V_{\text{dec}}}{Q} = \frac{27,7}{18,3} = 1,5 \text{ h}$$

4) Sistema de distribuição do esgoto afluente

- Adotando área de influência por tubo de distribuição = 2,25 m²

$$N = \frac{36,6}{2,5} = 17$$

Foram adotados 18 tubos

5) Avaliação da produção de metano

- Produção teórica de metano

- Coeficiente de produção de sólidos, em termos de DQO: $Y_{\text{obs}} = 0,21 \text{ kg DQO}_{\text{lodo}}/\text{kg DQO}_{\text{apl}}$

$$\begin{aligned} DQO_{CH_4} &= Q \times (S_0 - S) - Y_{\text{obs}} \times Q \times S_0 = 438 \times (0,8 - 0,32) - 0,21 \times 438 \times 0,8 \\ &= 136,7 \text{ kgDQO/d} \end{aligned}$$

-Fator de correção para a temperatura operacional do reator: $f(T)$

$$f(T) = \frac{P \times K_{DQO}}{R \times (273 + T)} = \frac{1 \times 64}{0,08206 \times (273 + 15)} = 2,7 \text{ kg DQO/m}^3$$

Na qual:

P: pressão atmosférica (1 atm)

K_{DQO} : DQO correspondente a 1 mol de CH_4 (64 g DQO/mol)
 R : constante dos gases (0,08206 atm.L/mol.K)
 T : temperatura operacional do reator ($^{\circ}C$)

-Produção de metano

$$Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{f(T)} = \frac{136,7}{2,7} = 51 m^3/d$$

6) Avaliação de produção de biogás

-Adotada concentração de 75% de metano no biogás

$$Q_{biogás} = \frac{Q_{CH_4}}{C_{CH_4}} = \frac{51}{0,75} = 68 m^3/d$$

7) Avaliação da produção de lodo

- Coeficiente de produção de sólidos: $Y=0,18$ kg SST/kg DQO_{apl}

$$P_{lodo} = Y \times L_0 = 0,18 \times 350,4 = 63 kgSST/d$$

$$V_{lodo} = \frac{P_{lodo}}{\gamma \times C_{lodo}} = \frac{63}{1020 \times 0,04} = 1,5 m^3/d$$

8) Outras verificações

- COV total

A COV total foi calculada utilizando-se o volume total do reator, o qual inclui a câmara inferior (manto de lodo) e o Decantador (Separador Trifásico). Assim,

$$COV = \frac{CO}{V} = \frac{350,4}{146,4} = 2,39 kgDQO/m^3.d$$

- Altura total do reator: 4,1 m (sem o bordo livre)

Apêndice 2 – Pré-dimensionamento do sistema de lodos ativados

A resolução deste dimensionamento utilizou principalmente as recomendações de Jordão e Pêssoa (2011) e Von Sperling *et al.* (2001), observando ainda os parâmetros citados no item 2.2.4 da Dissertação.

Vazão afluente ao sistema de tratamento estudado

- $Q: 5,1 \text{ L/s} = 18,3 \text{ m}^3/\text{h} = 438 \text{ m}^3/\text{d}$

Foi escolhida essa vazão por representar velocidade ascensional de 0,5 m/h no reator anaeróbio, valor definido para evitar o arraste de lodo.

Concentrações de entrada no reator anaeróbio (JORDÃO; PESSÔA, 2011)

DBO = 400 mg/L

DQO = 800 mg/L

SST = 360 mg/L

NTK = 50 mg/L (VON SPERLING *et al.*, 2001)

Expectativa de remoção no reator anaeróbio

- 65% para DBO $\rightarrow \text{DBO}_{\text{ef}} = 140 \text{ mg/L}$

- 60% para DQO $\rightarrow \text{DQO}_{\text{ef}} = 320 \text{ mg/L}$

- 65% para SST $\rightarrow \text{SST}_{\text{ef}} = 126 \text{ mg/L}$

- 10% para NTK $\rightarrow \text{NTK}_{\text{ef}} = 45 \text{ mg/L}$

- Concentrações de saída do tratamento aeróbio

DBO: 20 mg/L

DQO: 70 mg/L

SST: 20 mg/L

1. Tanque de Aeração

1.1 Pré-Dimensionamento do sistema de lodos ativados convencional sem nitrificação

Para este pré-dimensionamento, que considerou apenas a remoção da demanda carbonácea, foi usado o modelo da Cinética de Marais.

1) Considerações iniciais:

- Idade do lodo aeração convencional: $\theta_c = 6$ dias

- Coeficiente de produção celular: $Y = 0,45$

- Coeficiente de respiração endógena: $k_d = 0,21 \text{ d}^{-1}$

- Relação SSV/SST afluente $TA = 0,75$

X_{av} = Sólidos Suspensos no Tanque de Aeração = 1500 mg/L

- Fração não biodegradável solúvel: $f_{nbs} = 0,14$

- Fração não biodegradável particulada: $f_{nbp} = 0,15$

- Fração não biodegradável da massa de lodo ativo no tanque de aeração = 0,20

- Relação DQO/SSV no lodo orgânico: $f_c = 1,50$

2) Volume do tanque de aeração

Massa de lodo heterotrófico volátil: MX_{av}

$$MX_{av} = Q \times S_0 \times \left[\frac{(1 - f_{nbs} - f_{nbp}) \times Y \times \theta_c \times (1 + f \times k_d \times \theta_c)}{1 + k_d \times \theta_c} + \theta_c \times \frac{f_{nbp}}{f_c} \right]$$

$$MX_{av} = 438 \times 0,32 \times \left[\frac{(1 - 0,14 - 0,15) \times 0,45 \times 6 \times (1 + 0,20 \times 0,21 \times 6)}{1 + 0,21 \times 6} + 6 \times \frac{0,15}{1,50} \right]$$

$$MX_{av} = 233 \text{ kgSSVTA}$$

$$SSV = X_{av} = 0,75 \times 1500 = 1,125 \text{ kg/m}^3$$

$$V = \frac{MX_{av}}{X_{av}} = 207 \text{ m}^3$$

O volume do tanque real é 165 m³.

3) Relação A/M

$$DBO_{part} = 20 \text{ mgSST/L} \times 0,60 \text{ gDBO/gSST} = 12 \text{ mgDBO/L}$$

$$DBO_{sol} = S_e = 20 - 12 = 8 \text{ mg/L}$$

a) Para o volume calculado do tanque

$$A/M = \frac{Q \times (S_0 - S_e)}{X_{av} \times V} = \frac{438 \times (140 - 8)}{(1500 \times 0,75) \times 207} = 0,25 \text{ kgDBO/kgSSVTA}$$

b) Para o volume real do tanque

$$A/M = \frac{Q \times (S_0 - S_e)}{X_{av} \times V} = \frac{438 \times (140 - 8)}{(1500 \times 0,75) \times 165} = 0,31 \text{ kgDBO/kgSSVTA}$$

3) Tempo de detenção

a) Cálculo do tempo de detenção para o volume calculado

$$t = \frac{V}{Q} = \frac{207}{438} = 0,47 \text{ d} = 11,3 \text{ h}$$

b) Cálculo do tempo de detenção para o volume real

$$t = \frac{V}{Q} = \frac{165}{438} = 0,38 \text{ d} = 9,1 \text{ h}$$

4) Produção de lodo aeróbio esperada (ΔX)

$$\Delta X = \frac{X_a \times V}{\theta_c} = \frac{1,5 \times 165}{6} = 41,3 \text{ kgSST/d}$$

Transformando em SST

$$\Delta X_T = \frac{41,3}{0,75} = 55 \text{ kg SST/d}$$

Volume de lodo a ser descartado por dia

Admitindo que a massa de lodo a ser descartado é igual a massa de lodo gerado, ou seja, 55 kg SST/d

$$V = \frac{M}{TS \times \rho \times \gamma} = \frac{55}{0,008 \times 1000 \times 1} = 6,9 \text{ m}^3/\text{d}$$

5) Consumo de oxigênio no tanque de aeração

a) Consumo de O_2

Consumo de O_2 para demanda carbonácea: adotado 0,90 kg O_2 /kg $DBO_{aplicado}$

$$\text{Consumo de } O_2 = 0,90 \times 61,32 = 55,2 \text{ kg } O_2/\text{d}$$

Verificação se esse consumo atende ao que é preconizado pela NBR 12.209/2011: aplicação de no mínimo 4 vezes a carga média de DBO para alimentação dos sistemas de aeração com efluente de reatores anaeróbios tipo UASB.

$$4 \times 61,32 = 246 \text{ kgO}_2/d = 10,3 \text{ kgO}_2/h$$

Não atende, então será utilizado o valor obtido a partir da orientação da norma brasileira

b) Taxa de consumo de oxigênio média (TCO)

$$TCO \text{ média} = \frac{\text{consumo médio } O_2}{\text{volume do reator}} = \frac{246}{165} = 1,49 \text{ kgO}_2/m^3 d$$

c) Potência necessária no equipamento

Adotando eficiência de oxigenação padrão de 1,8 kg O₂/kWh

$$Pot = \frac{10,3}{1,8} = 5,7 \text{ kW} = 7,6 \text{ HP}$$

d) Caso se utilize sistema de aeração por ar difuso, considerando-se a massa específica do ar igual a 1,2 kg/m³, a porcentagem de O₂ no ar de 23,2 % e o rendimento do soprador de 15%, a vazão necessária de ar será:

$$Q_{ar} = \frac{10,3}{1,2 \times 0,232 \times 0,15} = 247 m^3/h$$

O soprador deverá possuir pressão suficiente para vencer a carga correspondente à profundidade útil do tanque mais cerca de 0,5 m de perda de carga na linha de ar.

1.2 Pré-Dimensionamento do sistema de lodos ativados convencional com nitrificação

1) Considerações iniciais:

- Idade do lodo : $\Theta_c = 10$ dias

- Coeficiente de produção celular: $Y = 0,45$

- Coeficiente de respiração endógena: $k_d = 0,21 \text{ d}^{-1}$

- Relação SSV/SST afluente $TA = 0,75$

X_{av} = Sólidos Suspensos no Tanque de Aeração = 2000 mg/L

- Fração não biodegradável solúvel: $f_{nbs} = 0,14$

-Fração não biodegradável particulada: $f_{nbp}=0,15$

- Fração não biodegradável da massa de lodo ativo no tanque de aeração = 0,20

- Relação DQO/SSV no lodo orgânico: $f_c=1,50$

2) Volume do tanque de aeração

a) Massa de lodo heterotrófico volátil: MX_{av}

$$MX_{av} = Q \times S_o \times \left[\frac{(1 - f_{nbs} - f_{nbp}) \times Y \times \theta_c \times (1 + f \times k_d \times \theta_c)}{1 + k_d \times \theta_c} + \theta_c \times \frac{f_{nbp}}{f_c} \right]$$

$$MX_{av} = 346 \text{ kgSSVTA}$$

b) Massa de lodo autotrófico volátil: MX_N

$$MX_N = \frac{N_{disp} \times Y_N \times \theta_c}{1 + b_N \times \theta_c}$$

Considerações:

Cálculo do Nitrogênio disponível:

$$N_{disp} = NTK - N - 0,10 \Delta X$$

Excesso de lodo: ΔX

$$\Delta X = \frac{MX_{av}}{\theta_c} = \frac{346}{10} = 34,6 \text{ kg/d}$$

$$N_{disp} = 19,7 - 0,10 \times 34,6 = 16,2 \text{ kg/d}$$

$$MX_N = \frac{16,2 \times 0,10 \times 10}{1 + 0,035 \times 10} = 12 \text{ kg SSVTA}$$

$$MX_v = MX_{av} + MX_N = 358 \text{ kg}$$

$$V = \frac{MX_v}{X_{av}} = 179 \text{ m}^3$$

O volume do tanque real é 165 m³.

3) Relação A/M

$$DBO_{part} = 20 \text{ mgSST/L} \times 0,60 \text{ gDBO/gSST} = 12 \text{ mgDBO/L}$$

$$DBO_{sol} = S_e = 20 - 12 = 8 \text{ mg/L}$$

a) Para o volume calculado no tanque de aeração

$$A/M = \frac{Q \times (S_0 - S_e)}{X_{av} \times V} = \frac{438 \times (140 - 8)}{(2000 \times 0,75) \times 179} = 0,22 \text{ kgDBO/kgSSVTA}$$

b) Para o volume real do tanque de aeração

$$A/M = \frac{Q \times (S_0 - S_e)}{X_{av} \times V} = \frac{438 \times (140 - 8)}{(2000 \times 0,75) \times 165} = 0,23 \text{ kgDBO/kgSSVTA}$$

4) Tempo de detenção

a) Cálculo do tempo de detenção para o volume calculado

$$t = \frac{V}{Q} = \frac{179}{438} = 0,4 \text{ d} = 9,8 \text{ h}$$

b) Cálculo do tempo de detenção para o volume real

$$t = \frac{V}{Q} = \frac{165}{438} = 0,38 \text{ d} = 9,1 \text{ h}$$

5) Produção de lodo aeróbio esperada

a) Produção de lodo aeróbio esperada (ΔX)

$$\Delta X = \frac{X_a \times V}{\theta_c} = \frac{2 \times 165}{10} = 33 \text{ kgSSV/d}$$

Transformando em SST

$$\Delta X_T = \frac{33}{0,75} = 44 \text{ kg SST/d}$$

b) Volume de lodo a ser descartado por dia

Admitindo que a massa de lodo a ser descartado é igual a massa de lodo gerado, ou seja, 44 kg SST/d

$$V = \frac{M}{TS \times \rho \times \gamma} = \frac{44}{0,008 \times 1000 \times 1} = 5,5 \text{ m}^3/\text{d}$$

6) Consumo de oxigênio no tanque de aeração

a) Consumo de O_2

Consumo de O_2 para demanda carbonácea: adotado $0,90 \text{ kg } O_2/\text{kg } DBO_{\text{aplicado}}$

$$\text{Consumo de } O_2 = 0,90 \times 61,32 = 55,2 \text{ kg } O_2/d$$

Consumo de O_2 para demanda nitrogenada: adotado $4,6 \text{ kg } O_2/\text{kg } NTK_{\text{disponível}}$

$$\text{Consumo de } O_2 = 4,6 \times 16,2 = 74,5 \text{ kg } O_2/d$$

Consumo médio total de O_2 : $55,2 + 74,5 = 129,7 \text{ kg } O_2/d = 5,4 \text{ kg } O_2/h$

Verificação se esse consumo atende ao que é preconizado pela NBR 12.209/2011: aplicação de no mínimo 4 vezes a carga média de DBO para alimentação dos sistemas de aeração com efluente de reatores anaeróbios tipo UASB.

$$4 \times 61,32 = 246 \text{ kg } O_2/d = 10,3 \text{ kg } O_2/h$$

Não atende, então será utilizado o valor obtido a partir da orientação da norma brasileira

b) Taxa de consumo de oxigênio média (TCO)

$$TCO \text{ média} = \frac{\text{consumo médio } O_2}{\text{volume do reator}} = \frac{246}{165} = 1,49 \text{ kg } O_2/m^3d$$

c) Potência necessária no equipamento

Adotando eficiência de oxigenação padrão de $1,8 \text{ kg } O_2/kWh$

$$Pot = \frac{10,3}{1,8} = 5,7 \text{ kW} = 7,6 \text{ HP}$$

d) Caso se utilize sistema de aeração por ar difuso, considerando-se a massa específica do ar igual a $1,2 \text{ kg/m}^3$, a porcentagem de O_2 no ar de 23,2 % e o rendimento do soprador de 15%, a vazão necessária de ar será:

$$Q_{ar} = \frac{10,3}{1,2 \times 0,232 \times 0,15} = 247 m^3/h$$

O soprador deverá possuir pressão suficiente para vencer a carga correspondente à profundidade útil do tanque mais cerca de 0,5 m de perda de carga na linha de ar.

1.3 Dimensionamento de Lodos Ativados com aeração prolongada visando a nitrificação e desnitrificação com dimensionamento de reatores anóxico e aeróbio

1) Considerações iniciais:

- Idade do lodo (total): $\Theta_c = 25$ dias
- Idade do lodo no tanque de aeração = 20 dias
- Idade do lodo na câmara anóxica = 5 dias
- Coeficiente de produção celular: $Y = 0,45$
- Coeficiente de respiração endógena: $k_d = 0,21 \text{ d}^{-1}$
- Relação SSV/SST afluente TA = 0,75
- X_{av} = Sólidos Suspensos no Tanque de Aeração = 2000 mg/L
- Fração não biodegradável solúvel: $f_{nbs} = 0,14$
- Fração não biodegradável particulada: $f_{nbp} = 0,15$
- Fração não biodegradável da massa de lodo ativo no tanque de aeração: $f = 0,20$
- Relação DQO/SSV no lodo orgânico: $f_c = 1,50$
- Volume do reator anóxico em relação ao total = 20%
- Volume do reator aerado em relação ao total = 80%
- Idade do lodo no reator aerado = $0,8 \times 20 = 16$ dias
- Taxa de desnitrificação $k_2 = 0,10 \text{ g NO}_3\text{-N/g SSV.d}$

2) Volume do tanque de aeração

Massa de lodo heterotrófico volátil: MX_{av}

$$MX_{av} = 597,2 \text{ kgSSVTA}$$

Massa de lodo autotrófico volátil: MX_N

$$MX_N = \frac{N_{disp} \times Y_N \times \theta_c}{1 + b_N \times \theta_c}$$

Considerações:

Cálculo do Nitrogênio disponível:

$$N_{disp} = NTK - N - 0,10 \Delta x$$

Excesso de lodo: Δx

$$\Delta x = \frac{MX_{av}}{\theta_c} = \frac{597,2}{20} = 29,9 \text{ kg/d}$$

$$N_{disp} = 19,7 - 0,10 \times 29,9 = 16,7 \text{ kg/d}$$

$$MX_N = \frac{16,7 \times 0,10 \times 20}{1 + 0,035 \times 20} = 19,6 \text{ kg SSVTA}$$

$$MX_v = MX_{av} + MX_N = 616,8 \text{ kg}$$

$$V = \frac{MX_v}{X_{av}} = 308,4 \text{ m}^3$$

Cálculo do volume total dos reatores (anóxico e aeróbio)

$$V_t = \frac{308,4}{0,8} = 385,5 \text{ m}^3$$

Cálculo do volume do reator anóxico

$$V_{anóx} = 385,5 - 308,4 = 77,1 \text{ m}^3$$

3) Relação A/M para o tanque de aeração calculado

$$DBO_{part} = 20 \text{ mgSST/L} \times 0,60 \text{ gDBO/gSST} = 12 \text{ mgDBO/L}$$

$$DBO_{sol} = S_e = 20 - 12 = 8 \text{ mg/L}$$

a) Relação A/M para o tanque de aeração com o volume calculado

$$A/M = \frac{Q \times (S_0 - S_e)}{X_{av} \times V} = \frac{438 \times (140 - 8)}{(2000 \times 0,75) \times 308} = 0,13 \text{ kgDBO/kgSSVTA}$$

b) Relação A/M para o tanque de aeração com volume real

$$A/M = \frac{Q \times (S_0 - S_e)}{X_{av} \times V} = \frac{438 \times (140 - 8)}{(2000 \times 0,75) \times 165} = 0,23 \text{ kgDBO/kgSSVTA}$$

4) Tempo de detenção

a) Cálculo a partir do volume calculado no reator aerado:

$$T = \frac{V_{aer}}{Q} = \frac{308,4}{438} = 0,7 \text{ d} = 16,9 \text{ h}$$

c) Cálculo do tempo de detenção para o volume real

$$t = \frac{V}{Q} = \frac{165}{438} = 0,38 \text{ d} = 9,1 \text{ h}$$

5) Produção de lodo aeróbio esperada para o volume real do tanque de aeração(ΔX)

a) Produção de lodo aeróbio esperada (ΔX)

$$\Delta X = \frac{X_a \times V}{\theta_c} = \frac{2 \times 165}{20} = 16,5 \text{ kgSSV/d}$$

Transformando em SST

$$\Delta X_T = \frac{16,5}{0,75} = 22 \text{ kg SST/d}$$

b) Volume de lodo a ser descartado por dia

Admitindo que a massa de lodo a ser descartado é igual a massa de lodo gerado, ou seja, 22 kg SST/d

$$V = \frac{M}{TS \times \rho \times \gamma} = \frac{22}{0,008 \times 1000 \times 1} = 2,8 \text{ m}^3/\text{d}$$

6) Demanda de Oxigênio

a) Consumo de O_2

Consumo de O_2 para demanda carbonácea: adotado 0,90 kg O_2 /kg

DQO_{aplicado}

$$\text{Consumo de } O_2 = 0,90 \times 61,32 = 55,2 \text{ kg } O_2/\text{d}$$

Consumo de O_2 para demanda nitrogenada: adotado 4,6 kg O_2 /kg $NTK_{disponível}$

$$\text{Consumo de } O_2 = 4,6 \times 16,2 = 74,5 \text{ kg } O_2/d$$

$$\text{Consumo médio total de } O_2: 55,2 + 74,5 = 129,7 \text{ kg } O_2/d = 5,4 \text{ kg } O_2/h$$

Verificação se esse consumo atende ao que é preconizado pela NBR 12.209/2011: aplicação de no mínimo 4 vezes a carga média de DBO para alimentação dos sistemas de aeração com efluente de reatores anaeróbios tipo UASB.

$$4 \times 61,32 = 246 \text{ kg } O_2/d = 10,3 \text{ kg } O_2/h$$

Não atende, então será utilizado o valor obtido a partir da orientação da norma brasileira. O oxigênio liberado através da redução dos nitratos, na desnitrificação, reduz a quantidade de oxigênio necessário para a aeração. No entanto, a favor da segurança do dimensionamento do soprador de ar, este valor não foi considerado no cálculo da demanda.

b) Taxa de consumo de oxigênio média (TCO)

$$TCO \text{ média} = \frac{\text{consumo médio } O_2}{\text{volume do reator}} = \frac{246}{165} = 1,49 \text{ kg } O_2/m^3d$$

c) Potência necessária no equipamento

Adotando eficiência de oxigenação padrão de 1,8 kg O_2 /kWh

$$Pot = \frac{10,3}{1,8} = 5,7 \text{ kW} = 7,6 \text{ HP}$$

d) Caso se utilize sistema de aeração por ar difuso, considerando-se a massa específica do ar igual a 1,2 kg/m³, a porcentagem de O_2 no ar de 23,2 % e o rendimento do soprador de 15%, a vazão necessária de ar será:

$$Q_{ar} = \frac{10,3}{1,2 \times 0,232 \times 0,15} = 247 m^3/h$$

O soprador deverá possuir pressão suficiente para vencer a carga correspondente à profundidade útil do tanque mais cerca de 0,5 m de perda de carga na linha de ar.

2 Decantador secundário lamelar

Quando se dimensiona o Decantador Secundário convencional, geralmente circular em planta, aplicam-se os conceitos de Taxa de Aplicação de Sólidos e Taxa de Escoamento Superficial (Taxa de Aplicação Hidráulica -TAH). A verificação relativa ao dimensionamento do Decantador lamelar observou apenas os aspectos de TAH, o que torna seu dimensionamento similar para todas as modalidades de lodos ativados aventadas neste Apêndice 2.

Aqui foram apresentadas as dimensões do equipamento instalado no sistema piloto e seus respectivos valores de dimensionamento.

$$V = 14,1 m^3$$

$$A = 5,1 m^2$$

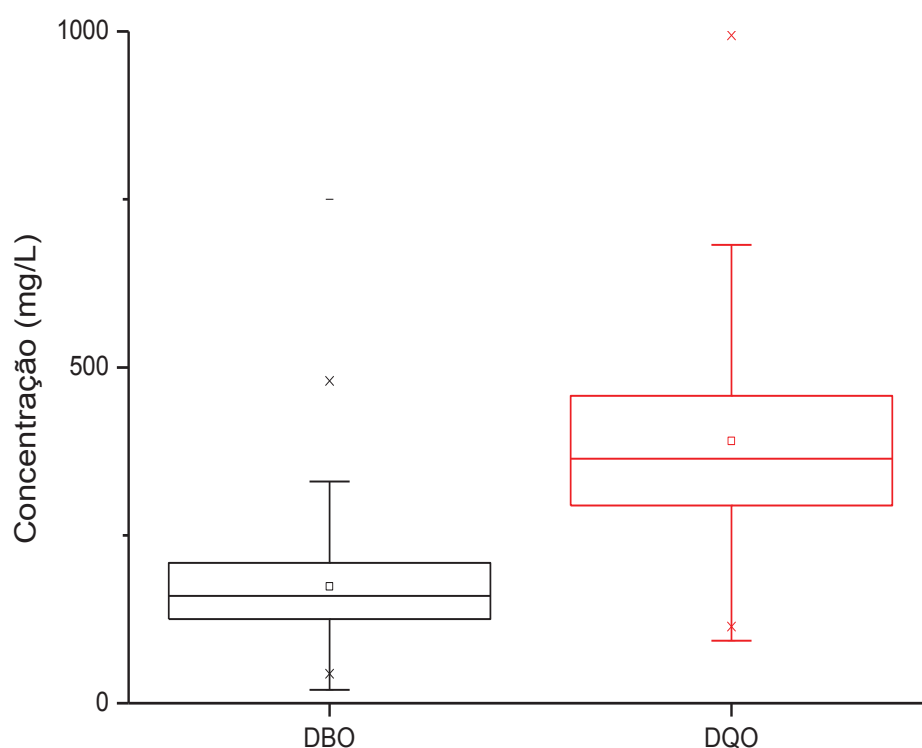
$$\text{Taxa de escoamento superficial} = 3,53 m^3/m^2.h = 84 m^3/m^2.d$$

$$TDH = 0,8 h \text{ para } Q=18m^3/h$$

Apêndice 3- Avaliação do Esgoto Bruto afluente antes do monitoramento

Foram obtidos, junto a Sanepar, dados de concentração de DBO e DQO antes do início do monitoramento, entre janeiro de 2017 e setembro de 2018. Estes dados podem ser observados, de maneira sistematizada, na FIGURA 43.

FIGURA 43 - RESULTADOS DE DBO AFLUENTE À ETE ATUBA SUL ENTRE 2017 E 2018



FONTE: a Autora (2020)

A TABELA 41 apresenta a comparação entre as estatísticas básicas dos dados de esgoto bruto antes e durante o monitoramento.

TABELA 41 - COMPARAÇÃO ENTRE VALORES OBTIDOS ANTES DO INÍCIO DO MONITORAMENTO E AO LONGO DO MONITORAMENTO PARA O ESGOTO BRUTO AFLUENTE À ETE ATUBA SUL

Parâmetro	Estatística	Antes do monitoramento	Ao longo do monitoramento
		Conc.	Conc.
		mg/L	mg/L
DQO _{total}	Média	461	486
	Mediana	365	436
	Desvio Padrão	180	294
	Máximo	883	1944
	Mínimo	184	73
DBO	Média	219	238
	Mediana	160	210
	Desvio Padrão	80	147
	Máximo	375	820
	Mínimo	52	33
SST	Média	219	205
	Mediana	160	198
	Desvio Padrão	80	77
	Máximo	375	466
	Mínimo	52	70

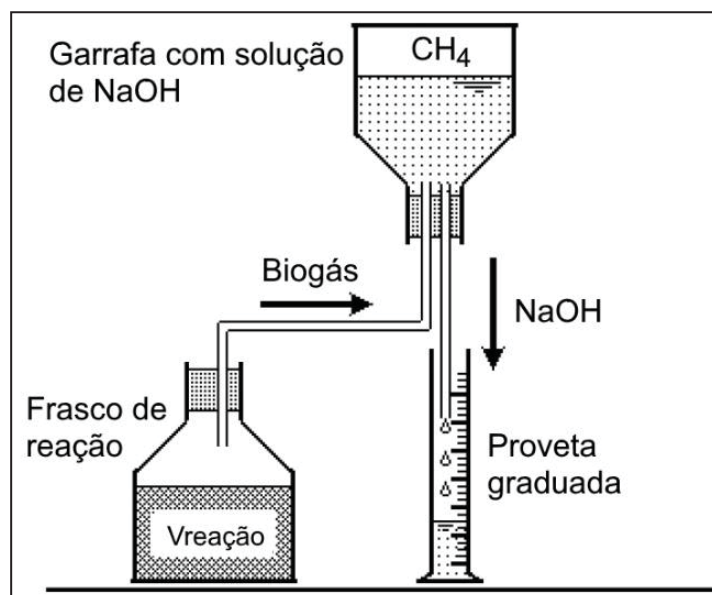
FONTE: a Autora (2020)

Foi observado que as concentrações para os parâmetros DBO e DQO no esgoto bruto afluente à ETE Atuba Sul antes do início do monitoramento apresentaram valores médios menores do que é reportado pela literatura (BAREA *et al*, 2019). Para o parâmetro SST o valor de média ficou muito próximo. Quando é observado a variação entre máximo e mínimo e comparado com outros estudos observa-se um comportamento similar. Em outros estudos realizados em estações de tratamento de esgoto da cidade de Curitiba a DQO atingiu valores de 49 mg/L (PAULA, 2019) a 2.111 mg/L (SANEPAR, 2018), enquanto que a DBO variou de 20 mg/L (SANEPAR, 2018) a 1690 mg/L (AISSE, 2002).

Apêndice 4 – Procedimento adotado para o ensaio da AME do lodo inoculado

O ensaio de AME pode ser usado com vários objetivos, entre eles avaliar inóculos de partida de reatores além de quantificar a produção de metano de lodos anaeróbios. Foi utilizada para a realização deste ensaio a técnica de medição direta do volume de metano, por ter custo mais baixo e facilidade de implantação, empregando como substrato a glicose (Baettker; Baréa; Aisse, 2019). Este substrato difere do tradicionalmente, citado por Aquino *et al* (2007), que se constitui em ácido acético ou mistura de ácidos (acético, propiônico e butírico).

FIGURA 44 - REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DO EXPERIMENTO DE ANÁLISE METANOGÊNICA



FONTE: AQUINO *et al.* (2007).

FIGURA 45 - APARATO EXPERIMENTAL DO ENSAIO DE AME



FONTE: a Autora (2020)

O ensaio foi realizado em triplicata e com cada frasco de reação com 300 mL de volume total. O volume da mistura (lodo + solução nutriente + substrato) foi delimitado em 250 mL. Para determinação do volume de lodo a ser adicionado, em cada frasco, foi estabelecido que a concentração de lodo a ser empregada, para um ensaio sem agitação, deveria ser de 2,0 gSTV L⁻¹. Desse modo, o volume de lodo adicionado, em cada frasco, foi determinado de acordo com a Equação 10 (CHERNICHARO, 2016).

$$V_{lodo} = \frac{(V_m \times C_m)}{STV_{lodo}} \quad (12)$$

Em que:

V_{lodo} : volume de lodo adicionado em cada frasco (mL);

V_m : volume total da mistura (mL);

C_m : concentração de lodo na mistura (gSTV L⁻¹);

STV_{lodo} : concentração inicial de STV no lodo ensaiado (gSTV L⁻¹).

A partir deste valor foi determinada a massa de microrganismos aplicada em cada frasco de reação (Equação 11).

$$M_{lodo} = V_{lodo} \times STV_{lodo} \quad (13)$$

Em que:

M_{lodo} : massa de microrganismos (gSTV).

Como substrato para o ensaio foi utilizada solução de glicose com concentração de 3 gDQO L⁻¹, conforme recomendado por Aquino *et al.* (2007). Então, o volume de substrato aplicado em cada frasco de reação foi calculado por meio da Equação 12.

$$V_{sub} = \frac{(C_m \times V_m)}{C_{DQO}} \quad (14)$$

Em que:

V_{sub} : volume de substrato adicionado em cada frasco (mL);

C_{DQO} : DQO do substrato (g DQO L⁻¹).

Sabendo-se o volume de lodo e de substrato adicionado em cada frasco, o volume de solução nutriente foi obtido por meio da Equação 13. A solução de macronutrientes está descrita na TABELA 42. Por sua vez, a solução de micronutrientes está descrita na TABELA 43.

$$V_n = V_m - V_{lodo} - V_{sub} \quad (15)$$

Em que:

V_n : volume de solução nutriente adicionada em cada frasco (mL).

TABELA 42 - SOLUÇÃO DE MACRONUTRIENTES UTILIZADA NO ENSAIO DE AME

Substância	Concentração (mg L ⁻¹)
Fosfato monopotássico (KH ₂ PO ₄)	1.500
Fosfato dipotássico (K ₂ HPO ₄)	6.500
Cloreto de amônio (NH ₄ Cl)	5.000
Cloreto de cálcio (CaCl ₂ .2H ₂ O)	1.000
Cloreto de magnésio (MgCl ₂ .6H ₂ O)	1.000

FONTE: GERMILI *et al.* (1991).

TABELA 43 - SOLUÇÃO DE MICRONUTRIENTES UTILIZADA NO ENSAIO DE AME

Substância	Concentração (mg L ⁻¹)
Cloreto férrico (FeCl ₃ .6H ₂ O)	2.000
Cloreto de zinco (ZnCl ₂)	50
Cloreto de cobre (CuCl ₂ .2H ₂ O)	30
Cloreto de manganês (MnCl ₂ .4H ₂ O)	50
Molibdato de amônio ((NH ₄) ₆ Mo ₇ O ₂₄ .4H ₂ O)	50
Cloreto de níquel (NiCl ₂ .6H ₂ O)	50
Ácido bórico (H ₃ BO ₃)	10
Ácido clorídrico (HCl)	1.000

FONTE: GERMILI *et al.* (1991).

Antes do início do experimento, os frascos com lodo foram mantidos em repouso por 24 horas para evitar possíveis erros analíticos resultantes da produção de CH₄ de origem endógena do lodo. Após esse período, foi adicionado o substrato e as soluções de micronutrientes e macronutrientes, sendo ainda realizada a purga de oxigênio com nitrogênio gasoso por 5 minutos. O ensaio foi realizado em uma câmara térmica com temperatura constante de 30°C.

O monitoramento contínuo da produção de CH₄ nos frascos de reação, possibilitou a obtenção de dados que correlacionam tempo e produção acumulativa de CH₄. A determinação da AME foi realizada a partir da avaliação do trecho de inclinação máxima da curva de produção de CH₄, após consumo de 50% do substrato. Com esta avaliação foi obtida a taxa de produção do gás (mLCH₄ d⁻¹) que, dividida pela quantidade inicial de biomassa aplicada em cada frasco (M_{lodo}), resultou em valores de AME (mLCH₄/gSTV.d) do lodo anaeróbio em estudo. Como na literatura os valores de AME geralmente fazem correspondência à massa de DQO convertida em CH₄, foi realizado o ajuste demonstrado nas equações 16 e 17.

$$DQO_{CH_4} = f(t) \times Q_{CH_4} \quad (16)$$

Em que:

DQO_{CH_4} : carga de DQO removida do frasco e convertida em CH_4 (g DQO);

$f(t)$: fator de correção para a temperatura do ensaio ($kg\ DQO\ m^{-1}$);

Q_{CH_4} : taxa de produção de CH_4 ($m^3\ d^{-1}$).

$$f(t) = \frac{(P_a \times K_{DQO})}{R \times (273 + T)} \quad (17)$$

Em que:

P_a : pressão atmosférica (1 atm);

K_{DQO} : DQO correspondente a 1 mol de CH_4 (64 g DQO mol^{-1});

R : constante dos gases (0,08206 atm.L. $mol^{-1}\ K$);

T : temperatura operacional do ensaio ($^{\circ}C$).

APÊNDICE 5 – Dados Brutos do Monitoramento do Equipamento Piloto

TABELA 44– PARÂMETROS AVALIADOS NA ETAPA 3.1 DE MONITORAMENTO

Período	Etapa	Q m³/h	EB	PEN	R.An	EB	PEN	R.An		EB	PEN	R.An
			DBO mg/l	DBO mg/l	DBO mg/l	DQOtot mg/l	DQOtot mg/l	DQOtot mg/l	DQOsol mg/l	SST mg/l	SST mg/l	SST mg/l
20/02/2019	0	0,0	135	75	900	242	133	5250	200	126	68	4250
22/02/2019	3.1	6,0	100	75	500	137	140	1488	103		78	1144
23/02/2019	3.1	6,0								138		
24/02/2019	3.1	6,0								108		
25/02/2019	3.1	6,0	165	130	441	227	224	3750	178		114	4067
26/02/2019	3.1	6,0								70		
27/02/2019	3.1	6,0	185	90	155	390	168	218	96		104	133
01/03/2019	3.1	6,0				261	179	4272	122		88	3860
05/03/2019	3.1	6,0								260		
06/03/2019	3.1	6,0								188		
08/03/2019	3.1	6,0	210	210	230	1944	1008	1043	962		188	60
10/03/2019	3.1	6,0								148		
11/03/2019	3.1	6,0	220	460	96	402	690	167	122		150	34
12/03/2019	3.1	6,0								206		
13/03/2019	3.1	6,0	180	460	450	300	881	738	582		463	52
15/03/2019	3.1	6,0	170	150	190	425		211	140		140	64
18/03/2019	3.1	6,0	450	280	460	781	455	640	521	90	100	94
20/03/2019	3.1	6,0	820	360	760	1246	560	1204	1084	230	124	164
Média			278	246	365	611	478	1373	391	160	155	967
Desvio-Padrão			225	151	213	570	328	1464	378	65	113	1614
Máximo			820	460	760	1944	1008	4272	1084	260	463	4067
Mínimo			100	75	96	137	140	167	96	70	78	34
Mediana			185	210	441	396	455	891	159	148	119	114

NOTA: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Os dados utilizados para o parâmetro SST do esgoto bruto foram retirados das análises compostas da ETE Atuba Sul
 FONTE: a Autora (2020)

TABELA 45 – PARÂMETROS AVALIADOS NA ETAPA 3.2 DE MONITORAMENTO

Período	Etapa	Q m³/h	EB	PEN	R.An	EB	PEN	R.An		EB	PEN	R.An
			DBO mg/l	DBO mg/l	DBO mg/l	DQO _{tot} mg/l	DQO _{tot} mg/l	DQO _{tot} mg/l	DQO _{sol} mg/l	SST mg/l	SST mg/l	SST mg/l
22/03/2019	3.2	9,0	225	140	245	401	372	230	156		100	36
24/03/2019	3.2	9,0								143		
25/03/2019	3.2	9,0	170	140	45	312	217	320	247		144	65
27/03/2019	3.2	9,0	145	135	170	284	247	278	206	140	103	37
28/03/2019	3.2	9,0								190		
29/03/2019	3.2	9,0	150	460	470	282	733	704	587		133	63
31/03/2019	3.2	9								210		
Média			173	219	233	320	392	383	299	158	120	50
Desvio-Padrão			37	161	179	56	237	217	196	28	22	16
Máximo			225	460	470	401	733	704	587	190	144	65
Mínimo			145	135	45	282	217	230	156	140	100	36
Mediana			160	140	208	298	310	299	227	143	118	50

NOTA: Etapa 3.2: 22-03 a 29-03; Os dados utilizados para o parâmetro SST do esgoto bruto foram retirados das análises compostas da ETE Atuba Sul
 FONTE: a Autora (2020)

TABELA 46 – PARÂMETROS AVALIADOS NA ETAPA 3.3 DE MONITORAMENTO

Período	Etapa	Q	EB		PEN		R.An		DBO		DQO _{tot}		EB		PEN		R.An		DQO _{sol}		EB		PEN		R.An	
			DBO	mg/l	PEN	DBO	mg/l	R.An	DBO	mg/l	DQO _{tot}	mg/l	DQO _{tot}	mg/l	PEN	DQO _{tot}	mg/l	R.An	DQO _{tot}	mg/l	DQO _{sol}	mg/l	PEN	DQO _{sol}	mg/l	R.An
01/04/2019	3.3	12,0	190	150	150	150	235	235	366	312	312	406	219	144	104											
03/04/2019	3.3	12,0	390	580	580	34	34	34	664	1169	492	397	246	230	64											
05/04/2019	3.3	12,0	180	180	180	290	290	290	336	329	488	227		144	180											
07/04/2019	3.3	12,0											96													
08/04/2019	3.3	12,0	84	60	60	88	88	88	138	134	165	94		116	48											
09/04/2019	3.3	12,0											79													
10/04/2019	3.3	12	470	470	470	36	36	36	718	792	1173	727		51	345											
16/04/2019	3.3	12,0											196													
20/04/2019	3.3	12,0											234													
22/04/2019	3.3	12,0											129													
24/04/2019	3.3	12,0											199													
27/04/2019	3.3	12,0											218													
29/04/2019	3.3	12,0	90	300	300	200	200	200	194	513	1009	195		62	213											
02/05/2019	3.3	12,0											224													
03/05/2019	3.3	12,0	700	490	490	740	740	740	954	780	1646	639		115	558											
05/05/2019	3.3	12,0											171													
06/05/2019	3.3	12,0	480	140	140	580	580	580	731	261	1360	461		112	530											
07/05/2019	3.3	12,0											185													
08/05/2019	3.3	12,0	145	125	125	205	205	205	269	232	379	167		97	142											
10/05/2019	3.3	12,0	150	140	140	340	340	340	281	258	862	321		117	307											
Média			288	264	264	275	275	275	465	478	798	345	180	119	249											
Desvio-Padrão			209	185	185	230	230	230	277	332	488	210	56	49	183											
Máximo			700	580	580	740	740	740	954	1169	1646	727	246	230	558											
Mínimo			84	60	60	34	34	34	138	134	165	94	79	51	48											
Mediana			185	165	165	220	220	220	351	321	677	274	196	116	197											

NOTA: Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Os dados utilizados para o parâmetro SST do esgoto bruto foram retirados das análises compostas da ETE Atuba Sul.

FONTE: a Autora (2020)

TABELA 47 – PARÂMETROS AVALIADOS NA ETAPA 3.4 DE MONITORAMENTO

Período	Etapa	Q m³/h	EB		PEN DBO	R.An DBO	EB		PEN DQOtot	R.An		EB SST	PEN SST	R.An SST
			DBO mg/l	DBO mg/l			DQOtot mg/l	DQOtot mg/l		DQOtot mg/l	DQOsol mg/l			
13/05/2019	3.4	15	160	160	205	205	292	292	306	297	213	198	140	68
14/05/2019	3.4	15												
15/05/2019	3.4	15	205	210	210	210	457	457	462	429	191	246	246	186
16/05/2019	3.4	15										215		
17/05/2019	3.4	15	120	160	160	160	252	252	273	270	202		123	56
19/05/2019	3.4	15										207		
20/05/2019	3.4	15	120	155	240	240	234	234	286	444	213		157	136
21/05/2019	3.4	15										235		
22/05/2019	3.4	15	220	290	250	250	446	446	591	561	175		343	262
24/05/2019	3.4	15	33	54	120	120	73	73	122	262			106	134
25/05/2019	3.4	15										168		
27/05/2019	3.4	15	115	85	130	130	218	218	410	226	154	144	160	50
29/05/2019	3.4	15	96	94	56	56	210	210	200	90	46		94	20
02/06/2019	3.4	15										88		
03/06/2019	3.4	15	125	46	94	94	186	186	111	146	103		32	28
05/06/2019	3.4	15	130	100	76	76	244	244	187	147	96	159	72	30
07/06/2019	3.4	15		100	100	100			207	189	126		100	44
09/06/2019	3.4	15	190				383	383				162		
10/06/2019	3.4	15	180	100	170	170	425	425	220	258	211	170	88	34
12/06/2019	3.4	15	210	580	470	470	450	450	873	720	511	168	207	168
14/06/2019	3.4	15		210	240	240			512	378	168		80	38
15/06/2019	3.4	15	230				452	452				173		
17/06/2019	3.4	15	240	135	240	240	523	523	264	364	174	192	138	143
19/06/2019	3.4	15		150	185	185			322	248	178		110	54
23/06/2019	3.4	15	280				487	487				235		
25/06/2019	3.4	15		180	240	240			478	361	265		144	50
27/06/2019	3.4	15		135	150	150			237	184	82		87	60
01/07/2019	3.4	15	210				437	437				223		
02/07/2019	3.4	15		185	245	245			312	346	242		103	72
03/07/2019	3.4	15	220				642	642				240		
04/07/2019	3.4	15		125	180	180			232	245	173		125	40
07/07/2019	3.4	15	240				579	579				198		
09/07/2019	3.4	15	250	180	410	410	435	435	272	476	44	188	92	40
11/07/2019	3.4	15,0		640	245	245			847	316	267		143	46
Média			179	185	201	201	371	371	351	316	183	187	131	80
Desvio-Padrão			63	149	99	99	148	148	206	147	99	38	66	63
Máximo			280	640	470	470	642	642	873	720	511	240	343	262
Mínimo			33	46	56	56	73	73	111	90	44	88	32	20
Mediana			198	153	195	195	430	430	280	284	175	190	117	52

NOTA: Etapa 3.4: 13-05 a 11-07. Os dados de SST utilizados no esgoto bruto foram retirados das análises compostas da ETE Atuba Sul. A partir do dia 05/06/2019 os dados de DQO e DBO para o esgoto bruto também foram retirados das análises da ETE Atuba Sul.

FONTE: a Autora (2020)

TABELA 48 – PARÂMETROS AVALIADOS NA ETAPA 3.5 DE MONITORAMENTO

Período	Etapa	Q m³/h	EB		PEN		R.An		EB		PEN		R.An	
			DBO mg/l	DBO mg/l	DBO mg/l	DBO mg/l	DBO mg/l	DBO mg/l	DQO _{tot} mg/l	DQO _{tot} mg/l	DQO _{tot} mg/l	DQO _{tot} mg/l	SST mg/l	SST mg/l
14/07/2019	3.5	18	280		290	215			662		512	307	220	
16/07/2019	3.5	18												78
17/07/2019	3.5	18	220						508				223	
18/07/2019	3.5	18			180	245					331	323	223	116
20/07/2019	3.5	18	280						665				300	
22/07/2019	3.5	18	260						539				250	
23/07/2019	3.5	18			165	270					324	432	209	157
25/07/2019	3.5	18			205	250					398	329	239	229
28/07/2019	3.5	18	500						829				328	
30/07/2019	3.5	18			250	240					483	310	211	104
01/08/2019	3.5	18			245	400					382	490	429	94
05/08/2019	3.5	18	300						518				205	
06/08/2019	3.5	18	400						736				416	
08/08/2019	3.5	18			220	250					415	330	220	97
11/08/2019	3.5	18	380						713				466	
13/08/2019	3.5	18			270	230					540	312	199	108
14/08/2019	3.5	18	340						724				328	
15/08/2019	3.5	18			210	225					364	297	178	130
17/08/2019	3.5	18	400						849				410	
19/08/2019	3.5	18	170						452				188	
21/08/2019	3.5	18	220						450				173	
22/08/2019	3.5	18			640	420					882	540	425	85
25/08/2019	3.5	18	210						564				225	
27/08/2019	3.5	18			270	230			645		512	333	229	76
29/08/2019	3.5	18			480	360					803	425	338	43
02/09/2019	3.5	18	210						432				200	
03/09/2019	3.5	18			105	225					206	283	134	127
04/09/2019	3.5	18	200						397				247	
05/09/2019	3.5	18			180	100					516	353	213	106
Média			292	265	265	261			601	476	476	362	248	111
Desvio-Padrão			98	138	138	82			147	182	182	79	87	44
Máximo			500	640	640	420			849	882	882	540	429	229
Mínimo			170	105	105	100			397	206	206	283	134	43
Mediana			270	233	233	243			564	449	449	330	220	105

NOTA: Etapa 3.5: 16-07 a 05-09; Os dados utilizados para os parâmetros DBO, DQO e SST do esgoto bruto foram retirados das análises compostas da ETE Atuba Sul.
 FONTE: a Autora (2020)

Tabela 49 – Resultados observados ao longo das etapas de monitoramento para DQO

Estatística	Etapa 3.1 - Q = 6 m³/h						Etapa 3.2 - Q = 9 m³/h						Etapa 3.3 - Q = 12 m³/h						Etapa 3.4 - Q = 15 m³/h						Etapa 3.5 - Q = 18 m³/h					
	Esg. Bruto		Peneira		Reator Anaeróbio		Esg. Bruto		Peneira		Reator Anaeróbio		Esg. Bruto		Peneira		Reator Anaeróbio		Esg. Bruto		Peneira		Reator Anaeróbio		Esg. Bruto		Peneira		Reator Anaeróbio	
	DQO _{total} mg/L	DQO _{total} mg/L	DQO _{total} mg/L	DQO _{total} mg/L	DQO _{solúvel} mg/L	Ef. %	DQO _{total} mg/L	DQO _{total} mg/L	DQO _{total} mg/L	DQO _{total} mg/L	DQO _{solúvel} mg/L	Ef. %	DQO _{total} mg/L	DQO _{total} mg/L	DQO _{total} mg/L	DQO _{total} mg/L	DQO _{solúvel} mg/L	Ef. %	DQO _{total} mg/L	DQO _{total} mg/L	DQO _{total} mg/L	DQO _{total} mg/L	DQO _{solúvel} mg/L	Ef. %	DQO _{total} mg/L	DQO _{total} mg/L	DQO _{total} mg/L	DQO _{solúvel} mg/L	Ef. %	
N° de dados	10	9	10	10	10	4	4	4	4	4	4	4	10	10	10	10	10	10	20	22	22	22	21	16	22	22	22	22	22	
Média	611	478	1373	391	36	36	320	392	383	299	7	465	478	798	345	26	371	351	316	183	51	605	476	362	248	48				
Mediana	396	455	891	159	60	60	298	310	299	227	24	351	321	677	274	22	430	280	284	175	59	605	449	330	220	51				
Desvio-Padrão	570	328	1464	378	-	-	56	237	217	196	-	277	332	488	210	-	148	206	147	99	-	143	182	79	87	-				
Máximo	1944	1008	4272	1084	-	-	401	733	704	587	-	954	1169	1646	727	-	642	873	720	511	-	849	882	540	429	-				
Mínimo	137	140	167	96	-	-	282	217	230	156	-	138	134	165	94	-	73	111	90	44	-	143	206	283	134	-				

Nota: As eficiências foram calculadas com a DQO_{SOLÚVEL} do reator anaeróbio. NOTA: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03; Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 11-07; Etapa 3.5: 16-07 a 05-09; A partir do dia 05/06/2019 foram usados dados da coleta da ETE Atuba Sul para o esgoto bruto.

FONTE: a Autora (2020)

Tabela 50 – Resultados observados ao longo das etapas de monitoramento para DBO

Estatística	Etapa 3.1 - Q = 6 m³/h						Etapa 3.2 - Q = 9 m³/h						Etapa 3.3 - Q = 12 m³/h						Etapa 3.4 - Q = 15 m³/h						Etapa 3.5 - Q = 18 m³/h					
	Esg. Bruto		Peneira		Reator Anaer.		Esg. Bruto		Peneira		Reator Anaer.		Esg. Bruto		Peneira		Reator Anaer.		Esg. Bruto		Peneira		Reator Anaer.		Esg. Bruto		Peneira		Reator Anaer.	
	DBO	mg/L	DBO	mg/L	DBO	mg/L	DBO	mg/L	DBO	mg/L	DBO	mg/L	DBO	mg/L	DBO	mg/L	DBO	mg/L	DBO	mg/L	DBO	mg/L	DBO	mg/L	DBO	mg/L	DBO	mg/L	DBO	mg/L
	Ef.	%	Ef.	%	Ef.	%	Ef.	%	Ef.	%	Ef.	%	Ef.	%	Ef.	%	Ef.	%	Ef.	%	Ef.	%	Ef.	%	Ef.	%	Ef.	%	Ef.	%
N° de dados	9	9	9	9	9	9	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	10	10	10	10	20	22	22	22	15	14	14	14	14	14
Média	278	246	365	365	-31	-31	173	219	233	233	-35	-35	288	264	275	5	179	185	201	201	-12	291	265	261	2	2	2	2	2	2
Mediana	185	210	441	441	-138	-138	160	140	208	208	-30	-30	185	165	220	-19	198	153	195	195	1	280	233	243	-4	-4	-4	-4	-4	-4
Desvio- Padrão	225	151	213	213	-	-	37	161	179	179	-	-	209	185	230	-	63	149	99	99	-	95	138	82	-	-	-	-	-	-
Máximo	820	460	760	760	-	-	225	460	470	470	-	-	700	580	740	-	280	640	470	470	-	500	640	420	-	-	-	-	-	-
Mínimo	100	75	96	96	-	-	145	135	45	45	-	-	84	60	34	-	33	46	56	56	-	170	105	100	-	-	-	-	-	-

NOTA: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03; Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 11-07; Etapa 3.5: 16-07 a 05-09; A partir do dia 05/06/2019 foram usados dados da coleta da ETE Atuba Sul para o esgoto bruto.

FONTE: a Autora (2020)

Tabela 51 – Resultados observados ao longo das etapas de monitoramento para SST

Estatística	Etapa 3.1 - Q = 6 m³/h					Etapa 3.2 - Q = 9 m³/h					Etapa 3.3 - Q = 12 m³/h					Etapa 3.4 - Q = 15 m³/h					Etapa 3.5 - Q = 18 m³/h				
	Esg. Bruto		Peneira		Ef.	Esg. Bruto		Peneira		Ef.	Esg. Bruto		Peneira		Ef.	Esg. Bruto		Peneira		Ef.	Esg. Bruto		Peneira		Ef.
	SST	mg/L	SST	mg/L		SST	mg/L	SST	mg/L		SST	mg/L	SST	mg/L		SST	mg/L	SST	mg/L		SST	mg/L	SST	mg/L	
						%					%					%					%				
N° de dados	9	10	10	10		4	4	4	4		11	10	10	10		18	22	22	22		16	14	14	14	
Média	160	155	967	967	-505	171	120	50	71		180	119	249	249	-39	187	131	80	57		277	196	111	111	60
Mediana	148	119	114	114	23	167	118	50	70		196	116	197	197	0	190	117	52	73		249	179	105	105	58
Desvio-Padrão	65	113	1614	1614	-	35	22	16	-		56	49	183	183	-	38	66	63	-		90	79	44	44	-
Máximo	260	463	4067	4067	-	210	144	65	-		246	230	558	558	-	240	343	262	-		466	393	229	229	-
Mínimo	70	78	34	34	-	140	100	36	-		79	51	48	48	-	88	32	20	-		173	108	43	43	-

NOTA: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03; Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 11-07. Etapa 3.5: 16-07 a 05-09; Os dados de esgoto bruto foram retirados das análises da ETE Atuba Sul.
FONTE: a Autora (2020)

Tabela 52 – Resultados do Monitoramento de pH, AT, AGV e a relação AT/AGV no Reator Anaeróbio para o monitoramento

	Etapa 3.1				Etapa 3.2				Etapa 3.3				Etapa 3.4				Etapa 3.5			
	pH	AT	AGV	AT/AGV	pH	AT	AGV	AT/AGV	pH	AT	AGV	AT/AGV	pH	AT	AGV	AT/AGV	pH	AT	AGV	AT/AGV
Média	6,96	287,33	78,31	3,61	7,01	256,83	83,46	3,15	7,07	264,22	85,66	3,13	7,01	258,07	98,03	2,72	7,01	300,89	120,81	2,51
Desvio- Padrão	0,14	151,69	20,50	1,02	0,16	17,64	17,10	0,49	0,11	49,82	19,22	0,45	0,16	44,16	26,15	0,45	0,15	27,81	16,03	0,22
Mediana	7,00	232,55	75,70	3,54	7,04	262,78	86,45	3,05	7,06	274,45	90,65	3,09	7,00	278,34	104,64	2,70	7,04	307,11	123,05	2,58
Máximo	7,16	703,80	115,40	6,10	7,18	270,44	100,28	3,81	7,25	308,89	113,67	4,19	7,33	303,56	143,18	3,93	7,15	347,56	155,22	2,80
Mínimo	6,77	194,40	48,90	2,33	6,79	231,33	60,66	2,70	6,88	156,67	50,08	2,66	6,52	155,11	53,10	1,99	6,56	251,56	93,27	2,04

NOTA: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03; Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 11-07. Etapa 3.5: 16-07 a 05-09

Tabela 53 - pH, AT, AGV e a relação AT/AGV na Etapa 3.1 e 3.2 de monitoramento

Período	Etapa	pH	AT	AGV	AT/AGV
		–	mg/L	mg/L	–
20/02/2019	0	6,84	1032,0	137,4	7,51
22/02/2019	3.1	6,83	703,8	115,4	6,10
25/02/2019	3.1	7,02	344,8	96,0	3,59
27/02/2019	3.1	7,11	194,4	48,9	3,98
01/03/2019	3.1	7,06	220,8	57,2	3,86
08/03/2019	3.1	7,04	232,2	74,9	3,10
11/03/2019	3.1	6,98	239,7	68,9	3,48
13/03/2019	3.1	7,16	232,9	61,1	3,81
15/03/2019	3.1	6,85	230,7	76,5	3,02
18/03/2019	3.1	6,77	256,2	90,6	2,83
20/03/2019	3.1	6,79	217,8	93,6	2,33
Média		6,96	287,33	78,31	3,61
Desvio-Padrão		0,14	151,69	20,50	1,02
Mediana		7,00	232,55	75,70	3,54
Máximo		7,16	703,80	115,40	6,10
Mínimo		6,77	194,40	48,90	2,33
22/03/2019	3.2	6,79	231,3	60,7	3,81
25/03/2019	3.2	7,18	259,1	81,1	3,19
27/03/2019	3.2	7,04	270,4	100,3	2,70
29/03/2019	3.2	7,04	266,4	91,8	2,90
Média		7,01	256,83	83,46	3,15
Desvio-Padrão		0,16	17,64	17,10	0,49
Mediana		7,04	262,78	86,45	3,05
Máximo		7,18	270,44	100,28	3,81
Mínimo		6,79	231,33	60,66	2,70

NOTA: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03.

Tabela 54 - pH, AT, AGV e a relação AT/AGV na Etapa 3.3 de monitoramento

Período	Etapa	pH	AT	AGV	AT/AGV
		–	mg/L	mg/L	–
01/04/2019	3.3	7,04	275,3	86,0	3,20
03/04/2019	3.3	7,21	306,0	100,4	3,05
05/04/2019	3.3	7,08	304,67	92,33	3,30
08/04/2019	3.3	7,02	156,67	50,08	3,13
10/04/2019	3.3	7,25	209,78	61,40	3,42
29/04/2019	3.3	7,03	301,78	72,08	4,19
03/05/2019	3.3	6,88	236,22	88,96	2,66
06/05/2019	3.3	7,13	269,33	99,18	2,72
08/05/2019	3.3	6,95	273,56	92,50	2,96
10/05/2019	3.3	7,10	308,89	113,67	2,72
Média		7,07	264,22	85,66	3,13
Desvio-Padrão		0,11	49,82	19,22	0,45
Mediana		7,06	274,45	90,65	3,09
Máximo		7,25	308,89	113,67	4,19
Mínimo		6,88	156,67	50,08	2,66

NOTA: Etapa 3.3: 01-04 a 10-05.

Tabela 55- pH, AT, AGV e a relação AT/AGV na Etapa 3.4 de monitoramento

Período	Etapa	pH	AT	AGV	AT/AGV
		–	mg/L	mg/L	–
13/05/2019	3.4	7,08	284,67	106,99	2,66
15/05/2019	3.4	7,06	286,22	117,40	2,44
17/05/2019	3.4	7,28	243,78	79,74	3,06
20/05/2019	3.4	7,08	286,89	115,03	2,49
22/05/2019	3.4	7,33	295,11	115,10	2,56
24/05/2019	3.4	6,90	155,11	53,10	2,92
27/05/2019	3.4	7,21	228,00	73,12	3,12
29/05/2019	3.4	7,21	223,78	56,96	3,93
03/06/2019	3.4	6,52	202,67	64,76	3,13
05/06/2019	3.4	7,01	236,00	71,46	3,30
07/06/2019	3.4	6,96	268,89	98,04	2,74
10/06/2019	3.4	6,98	303,56	104,08	2,92
12/06/2019	3.4	6,96	298,22	109,07	2,73
14/06/2019	3.4	6,98	272,00	97,85	2,78
17/06/2019	3.4	7,02			
19/06/2019	3.4	7,01			
25/06/2019	3.4	7,05	301,11	121,15	2,49
27/06/2019	3.4	6,93	175,11	73,46	2,38
02/07/2019	3.4	6,98	300,89	141,02	2,13
04/07/2019	3.4	6,87	228,67	105,19	2,17
09/07/2019	3.4	6,94	286,00	113,91	2,51
11/07/2019	3.4	6,95	284,67	143,18	1,99
Média		7,01	258,07	98,03	2,72
Desvio-Padrão		0,16	44,16	26,15	0,45
Mediana		7,00	278,34	104,64	2,70
Máximo		7,33	303,56	143,18	3,93
Mínimo		6,52	155,11	53,10	1,99

NOTA: Etapa 3.4: 13-05 a 11-07.

Tabela 56 - pH, AT, AGV e a relação AT/AGV na Etapa 3.5 de monitoramento

Período	Etapa	pH	AT	AGV	AT/AGV
		–	mg/L	mg/L	–
16/07/2019	3.5	7,06	285,78	104,59	2,73
18/07/2019	3.5	6,93	306,67	129,57	2,37
23/07/2019	3.5	7,00	306,89	137,73	2,23
25/07/2019	3.5	7,04	316,67	155,22	2,04
30/07/2019	3.5	6,56	310,44	119,41	2,60
01/08/2019	3.5				
08/08/2019	3.5	6,97	347,56	124,13	2,80
13/08/2019	3.5	7,15	310,89	122,30	2,54
15/08/2019	3.5	7,13	262,00	113,64	2,31
22/08/2019	3.5	7,11	317,78	123,05	2,58
27/08/2019	3.5	7,04	325,78	123,14	2,65
29/08/2019	3.5	7,02	307,11	124,29	2,47
03/09/2019	3.5	7,13	251,56	93,27	2,70
05/09/2019	3.5	7,02	262,44	100,19	2,62
Média		7,01	300,89	120,81	2,51
Desvio-Padrão		0,15	27,81	16,03	0,22
Mediana		7,04	307,11	123,05	2,58
Máximo		7,15	347,56	155,22	2,80
Mínimo		6,56	251,56	93,27	2,04

NOTA: Etapa 3.5: 16-07 a 05-09.

Tabela 57 - Teor de sólidos na altura 0,1 m do manto de lodo

	0,1 m									
	Etapa 3.1		Etapa 3.2		Etapa 3.3		Etapa 3.4		Etapa 3.5	
	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)
Média	2,59	1,98	1,88	1,25	3,03	1,77	1,58	0,94	1,30	0,81
Máximo	4,55	3,26	–	–	7,28	4,23	1,79	1,06	2,03	1,27
Mínimo	1,57	1,02	–	–	1,75	1,06	1,38	0,84	0,56	0,35
Desvio Padrão	1,70	1,15	–	–	2,38	1,38	0,12	0,07	1,04	0,65
SVT/ST	0,76		0,66		0,59		0,59		0,63	

NOTA: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03; Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 11-07. Etapa 3.5: 16-07 a 05-09; Na Etapa 3.2 foi realizada apenas uma coleta do perfil do manto de lodo.

Tabela 58 - Teor de sólidos na altura 0,6 m do manto de lodo

	0,6 m									
	Etapa 3.1		Etapa 3.2		Etapa 3.3		Etapa 3.4		Etapa 3.5	
	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)
Média	4,15	2,26	2,79	1,94	4,89	2,92	1,89	1,12	2,70	1,95
Máximo	5,40	2,94	–	–	7,76	4,32	2,60	1,55	5,18	3,75
Mínimo	2,17	1,27	–	–	2,79	1,64	1,50	0,92	1,49	0,99
Desvio Padrão	1,73	0,88	–	–	2,11	1,22	0,35	0,20	1,49	1,22
SVT/ST	0,55		0,70		0,60		0,59		0,72	

NOTA: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03; Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 11-07. Etapa 3.5: 16-07 a 05-09; Na Etapa 3.2 foi realizada apenas uma coleta do perfil do manto de lodo.

Tabela 59 - Teor de sólidos na altura 1,1 m do manto de lodo

	1,1 m									
	Etapa 3.1		Etapa 3.2		Etapa 3.3		Etapa 3.4		Etapa 3.5	
	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)
Média	0,91	0,59	0,99	0,67	2,84	1,724	1,43	0,86	1,45	0,93
Máximo	1,54	1,00	–	–	5,75	3,44	1,67	0,97	1,64	1,10
Mínimo	0,34	0,24	–	–	1,79	1,08	1,22	0,72	1,16	0,74
Desvio Padrão	0,60	0,38	–	–	1,66	0,98	0,14	0,07	0,15	0,13
SVT/ST	0,66		0,68		0,61		0,60		0,64	

NOTA: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03; Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 11-07. Etapa 3.5: 16-07 a 05-09; Na Etapa 3.2 foi realizada apenas uma coleta do perfil do manto de lodo.

Tabela 60 - Teor de sólidos na altura 1,7 m do manto de lodo

	1,7 m									
	Etapa 3.1		Etapa 3.2		Etapa 3.3		Etapa 3.4		Etapa 3.5	
	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)
Média	0,04	0,02	0,05	0,03	0,55	0,32	1,29	0,77	0,93	1,07
Máximo	0,04	0,03	–	–	1,59	0,95	1,47	0,91	2,19	1,18
Mínimo	0,04	0,02	–	–	1,46	0,01	1,10	0,65	0,68	0,99
Desvio Padrão	0,00	0,00	–	–	0,73	0,44	0,13	0,08	0,51	0,07
SVT/ST	0,59		0,62		0,59		0,60		1,15	

NOTA: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03; Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 11-07. Etapa 3.5: 16-07 a 05-09; Na Etapa 3.2 foi realizada apenas uma coleta do perfil do manto de lodo.

Tabela 61 - Teor de sólidos na altura 2,4 m do manto de lodo

	2,4 m									
	Etapa 3.1		Etapa 3.2		Etapa 3.3		Etapa 3.4		Etapa 3.5	
	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)
Média	0,04	0,02	0,04	0,02	0,56	0,34	1,19	0,72	1,07	0,74
Máximo	0,04	0,02	–	–	1,53	0,94	1,37	0,83	1,18	1,05
Mínimo	0,04	0,02	–	–	0,03	0,02	1,04	0,63	0,99	0,64
Desvio Padrão	0,00	0,00	–	–	0,73	0,44	0,11	0,06	0,07	0,13
SVT/ST	0,50		0,50		0,61		0,60		0,69	

NOTA: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03; Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 11-07. Etapa 3.5: 16-07 a 05-09; Na Etapa 3.2 foi realizada apenas uma coleta do perfil do manto de lodo.

Tabela 62 - Teor de sólidos na altura 3,1 m do manto de lodo

	3,1 m									
	Etapa 3.1		Etapa 3.2		Etapa 3.3		Etapa 3.4		Etapa 3.5	
	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)	ST (%)	SVT (%)
Média	0,04	0,02	0,04	0,03	0,29	0,18	1,07	0,64	1,04	0,67
Máximo	0,04	0,02	–	–	1,32	0,80	1,32	0,79	1,18	0,76
Mínimo	0,03	0,02	–	–	0,03	0,02	0,53	0,33	0,94	0,60
Desvio Padrão	0,00	0,00	–	–	0,58	0,34	0,23	0,13	0,08	0,05
SVT/ST	0,53		0,57		0,61		0,59		0,65	

NOTA: Etapa 3.1: 22-02 a 20-03; Etapa 3.2: 22-03 a 29-03; Etapa 3.3: 01-04 a 10-05; Etapa 3.4: 13-05 a 11-07. Etapa 3.5: 16-07 a 05-09; Na Etapa 3.2 foi realizada apenas uma coleta do perfil do manto de lodo.

Figura 45 – Variação do teor de sólidos ao longo da altura do reator anaeróbico para a Etapa 3.1

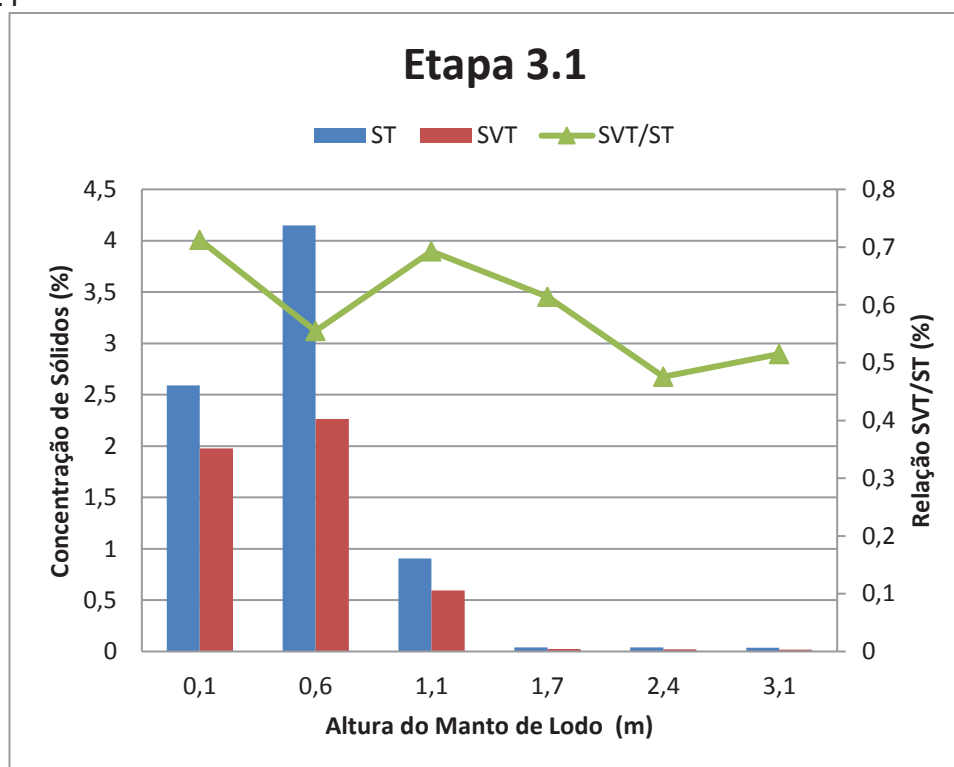


Figura 46 – Variação do teor de sólidos ao longo da altura do reator anaeróbio para a Etapa 3.2

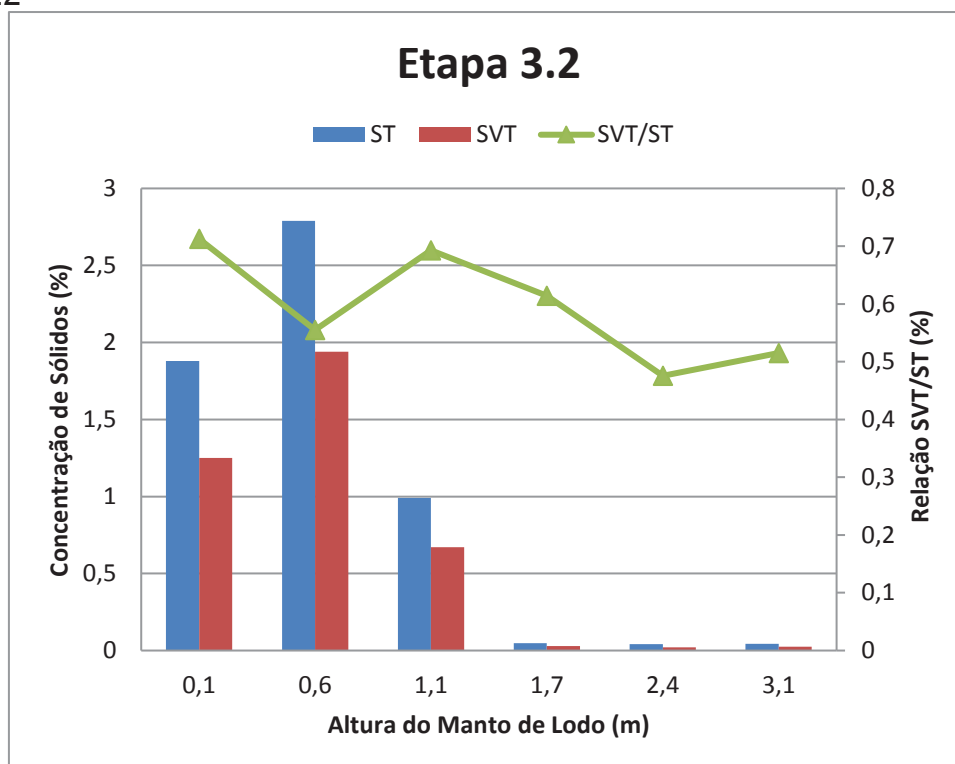


Figura 47 – Variação do teor de sólidos ao longo da altura do reator anaeróbio para a Etapa 3.3

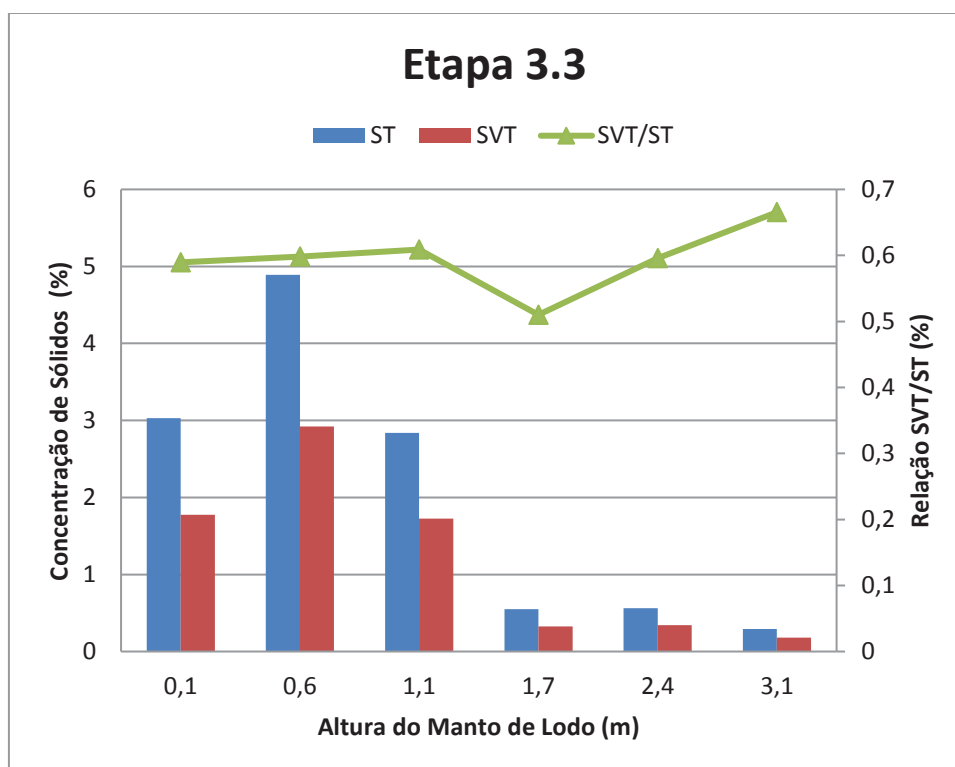


Figura 48 – Variação do teor de sólidos ao longo da altura do reator anaeróbio para a Etapa 3.4

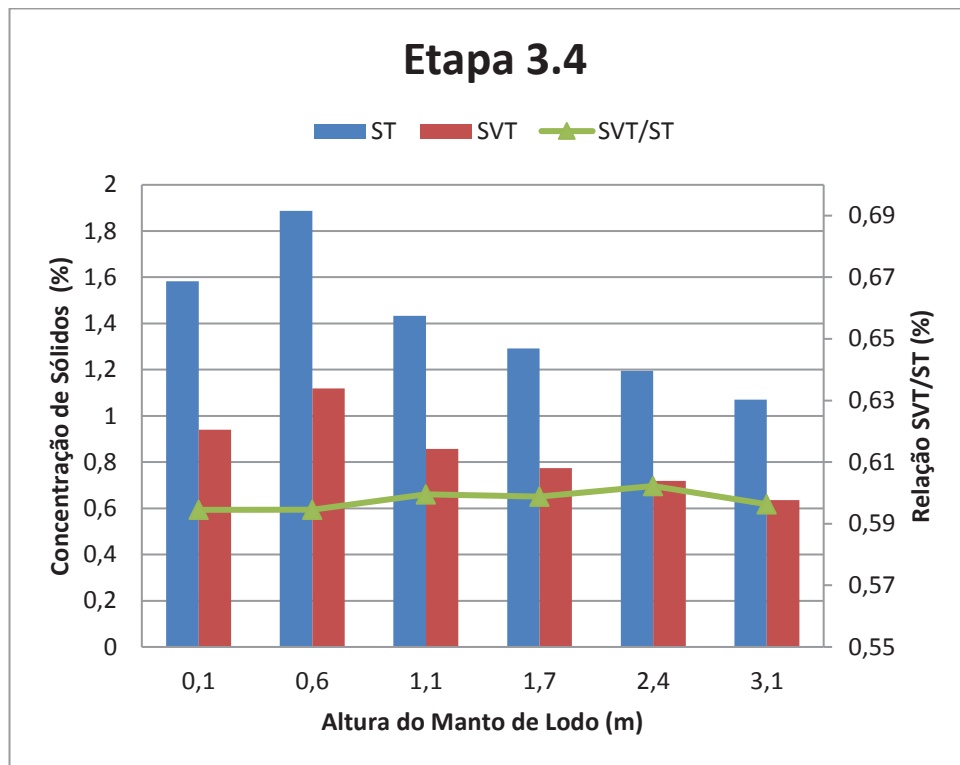


Figura 49 – Variação do teor de sólidos ao longo da altura do reator anaeróbico para a Etapa 3.5

